

**PRA RANCANGAN PABRIK BUTIL ASETAT DARI BUTANOL
DAN ASAM ASETAT KAPASITAS 35.000 TON/TAHUN**

PRARANCANGAN PABRIK

**Diajukan Sebagai Salah Satu Syarat
Untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia**



Oleh:

Nama : Muhamad Azhar Maulana

NIM : 18521176

**PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
YOGYAKARTA**

2024

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL

PRA RANCANGAN PABRIK BUTIL ASETAT DARI BUTANOL DAN ASAM ASETAT KAPASITAS 35.000 TON/TAHUN

Saya yang bertanda tangan di bawah ini:

Nama : Muhamad Azhar Maulana

NIM : 18521176

Yogyakarta, 30 Juli 2024

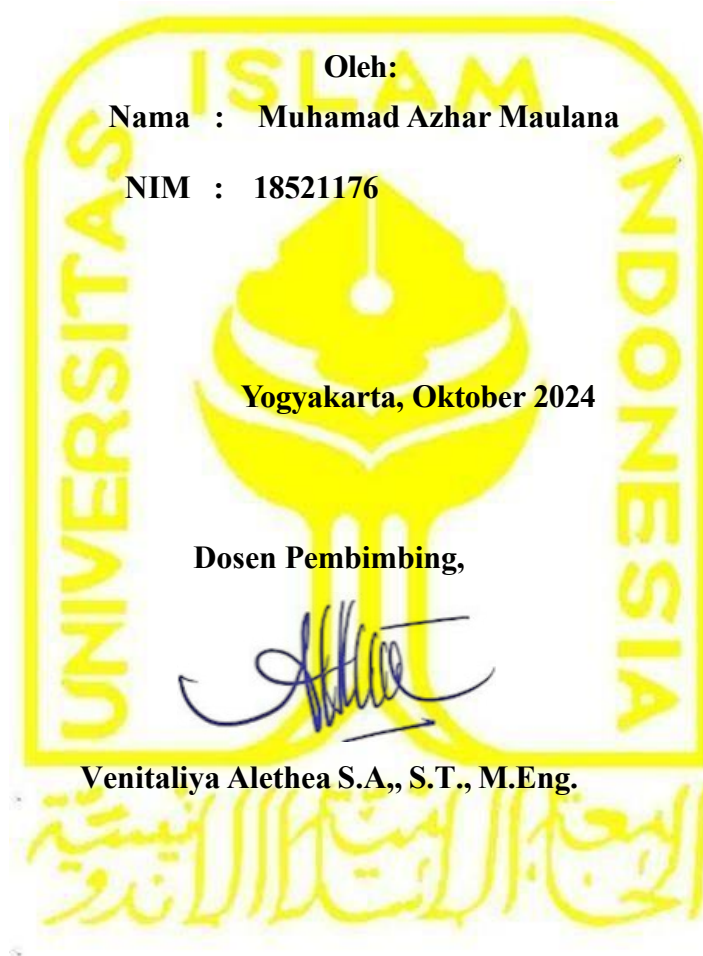
Menyatakan bahwa seluruh hasil Perancangan Pabrik ini adalah hasil karya sendiri. Apabila di kemudian hari terbukti bahwa ada beberapa bagian dari karya ini adalah bukan hasil karya sendiri, maka saya siap menanggung resiko dan konsekuensi apapun. Demikian surat pernyataan ini saya buat, semoga dapat dipergunakan sebagaimana mestinya.



Muhamad Azhar Maulana

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

PRARANCANGAN PABRIK BUTIL ASETAT DARI BUTANOL DAN
ASAM ASETAT KAPASITAS 35.000 TON/TAHUN



LEMBAR PENGESAHAN DOSEN PENGUJI

PRARANCANGAN PABRIK BUTIL ASETAT DARI BUTANOL DAN ASAM ASETAT KAPASITAS 35.000 TON/TAHUN

Oleh:

Nama : Muhamad Azhar Maulana

NIM : 18521176

Telah Dipertahankan di Depan Sidang Penguji sebagai Salah Satu Syarat untuk
Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia
Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia

Yogyakarta, September 2024

Tim Penguji,

Venitalitya Alethea Sari Augustia S.T., M.Eng.

Ketua Penguji

Dr. Khamdan Cahyari, S.T., M.Sc.

Anggota I

Ajeng Yulianti Dwi Lestari, S.T., M.T.

Anggota II

Mengetahui,
**Ketua Program Studi Teknik Kimia
Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia**



Sholeh Ma'mun, S.T., M.T., Ph.D.

KATA PENGANTAR

Assalamu 'alaikum Warahmatullahi Wabarakatuh,

Alhamdulillah, segala puji dan syukur kehadirat Allah SWT yang telah melimpahkan segala rahmat, taufik dan karunia-Nya sehingga Tugas Akhir Prarancangan Pabrik Kimia dapat diselesaikan dengan baik.

Tugas Akhir Prarancangan Pabrik Kimia dengan judul “Prarancangan Pabrik Kimia Butil Asetat dari Butanol dan Asam Asetat Kapasitas 35.000 Ton/Tahun” ini disusun sebagai penerapan dari ilmu teknik kimia yang telah didapatkan selama menempuh pendidikan di bangku kuliah, dan merupakan sebagian persyaratan untuk memperoleh gelar Sarjana Teknik Kimia dari Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.

Penyusunan Tugas Akhir ini dapat diselesaikan tidak lepas dari dukungan, bimbingan dan bantuan dari banyak pihak yang sangat berarti bagi penulis. Oleh karena itu, dalam kesempatan ini penulis menyampaikan ucapan terimakasih kepada:

1. Allah SWT atas segala limpahan rahmat dan hidayah-Nya.
2. Orang tua dan keluarga yang selalu memberikan motivasi dan dukungan baik moril maupun materil selama menempuh pendidikan di Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.
3. Bapak Hari Purnomo, Prof., Dr., Ir., M.T, selaku Dekan Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.
4. Bapak Sholeh Ma'mun, S.T., M.T, Ph.D, selaku Ketua Jurusan Teknik

Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.

5. Bapak Dr. Arif Hidayat, S.T., M.T. selaku Dosen Pembimbing yang selalu memberikan waktu, arahan dan bimbingannya selama penyusunan dan penyelesaian Tugas Akhir ini.
6. Seluruh Dosen Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia yang telah memberikan ilmunya kepada penulis.
7. Seluruh rekan-rekan Mahasiswa Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia angkatan 2018 yang selalu memberikan dukungan, semangat, nasihat dan saling membagikan ilmunya.
8. Seluruh pihak yang telah membantu dalam penyusunan dan penyelesaian Tugas Akhir ini yang tidak dapat disebutkan satu per satu.

Penulis menyadari bahwa Tugas Akhir ini masih memiliki banyak kekurangan baik isi maupun susunannya. Untuk itu, kami sangat mengharapkan kritik dan saran demi sempurnanya Tugas Akhir ini. Semoga Tugas Akhir ini dapat bermanfaat bagi semua pihak.

Yogyakarta, September 2024

Penyusun

LEMBAR PERSEMBAHAN

Alhamdulillahirobbil 'alamin, Ya Allah

Puji syukur saya panjatkan kepada Allah SWT atas rahmat dan karunianya kepada saya sehingga saya diberikan kesempatan untuk menuntut ilmu dan menyelesaikan studi saya di jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia. Terimakasih Ya Allah karena sudah mengabulkan doa-doa yang saya panjatkan setiap harinya, melindungi saya, dan hanya dengan izin-NYA semata saya dapat menyelesaikan tugas akhir ini.

Terimakasih kepada Papah saya (Iwan Ihwandi), Mamah saya (Eli Husniatin) dan Dede (Shofi Sulgiyana) yang tidak henti – hentinya memberikan doa, semangat, dorongan, kasih sayang dan kepercayaan yang sangat luar biasa kepada anak pertamanya agar dapat menimba ilmu yang baik. Semoga kelak saya dapat membalas jasa yang telah diberikan. Terima kasih saya ucapkan khususnya kepada Papah saya yang tak henti-hentinya selalu memberikan dukungan moril dan finansial kepada saya. Mohon maaf jika Alan belum jadi anak yang seperti Papa dan Mamah inginkan yang belum bisa membalas jasa mama, tapi inshaAllah Alan akan membalas jasa yang telah mama berikan selama ini walaupun apa yang mama telah berikan dan korbankan tidak tergantikan. Terima kasih telah berjuang dan berkorban demi masa depan anak yang lebih baik agar selalu berbakti, bermanfaat, dan dapat membahagiakan suatu hari nanti.

Terima kasih kepada Ibu Venitaliya Alethea S.A., S.T., M.Eng.. selaku Dosen Pembimbing. Terima kasih atas waktu, ilmu, bimbingan, dan arahnya

selama ini sehingga saya dapat menyelesaikan tugas akhir ini dengan baik.

Terima kasih kepada teman-teman Makan Ora (Reja, Japira, Rizka dan Insan) yang selalu menemani hari-hari saat menjalani kehidupan di semester tua ini, semoga kita terus menjalin silaturahmi yang baik. Terima kasih kepada teman-teman (Gerald, Tiara, Fajar, Faiz, Sidiq, Reja, Asty, Insan, Japira, Fahri, Fikri, Adit) yang telah menjadi teman bermain dan belajar selama di masa perkuliahan. Semoga apa yang kita cita-citakan dapat terwujud dimasa depan nanti.

Terima kasih juga untuk teman-teman Teknik Kimia angkatan 2018 yang tidak dapat saya sebutkan satu persatu, bukan hanya menjadi teman melainkan sudah menjadi keluarga. Atas segala kenangan yang telah saya dapatkan selama duduk di bangku kuliah.

Muhamad Azhar Maulana

DAFTAR ISI

LEMBAR PENGESAHAN DOSEN PEMBIMBING.....	ii
LEMBAR PENGESAHAN DOSEN PENGUJI....	Error! Bookmark not defined.
KATA PENGANTAR.....	iv
LEMBAR PERSEMBAHAN	v
DAFTAR ISI	vi
DAFTAR TABEL.....	xii
DAFTAR GAMBAR	xiv
ABSTRAK	xv
ABSTRACT.....	xvi
BAB I.....	1
PENDAHULUAN	1
1.1. Latar Belakang	1
1.2. Penentuan Kapasitas Pabrik	2
1.2.1. Impor Butil Asetat	3
1.2.2. Ekspor Butil Asetat	4
1.2.3. Konsumsi Butil Asetat di Indonesia.....	6
1.2.4. Produksi Butil Asetat di Dunia.....	8
1.2.5. Ketersediaan Bahan Baku	8
1.3. Tinjauan Pustaka	10
1.3.1. Pemilihan Proses Pembuatan Produk.....	11
1.4. Tinjauan Termodinamika dan Tinjauan Kinetika	14
1.4.1. Tinjauan Termodinamika.....	14
1.4.2. Tinjauan Kinetika	16
BAB II.....	18
PERANCANGAN PRODUK	18
2.1. Spesifikasi Bahan Baku.....	18
2.1.1. Asam Asetat.....	18
2.1.2. Butanol	18
2.2. Spesifikasi Bahan Baku Pembantu.....	19
2.2.1. Amberlyst-15.....	19
2.2.3. Air.....	19
2.3. Spesifikasi Produk.....	20
2.3.1. Butil Asetat.....	20

2.4. Pengendalian Kualitas	20
2.5. Pengendalian Kualitas Produk	23
BAB III	25
PERANCANGAN PROSES	25
3.1. Diagram Alir Proses	25
3.2. Diagram Alir Material	26
3.2. Uraian Proses	27
3.1.1. Persiapan Bahan Baku.....	27
3.1.2. Tahap Reaksi	28
3.4. Spesifikasi Alat Proses	29
3.5. Neraca Massa	45
3.5.1. Neraca Massa Total	45
3.5.2. Neraca Massa Alat.....	45
3.6. Neraca Panas	47
BAB IV	51
PERANCANGAN PABRIK.....	51
4.1. Lokasi Pabrik	51
4.1.1. Faktor Primer Penentuan Lokasi Pabrik	52
4.1.2. Faktor Sekunder Penentuan Lokasi Pabrik	55
4.2. Tata Letak Pabrik	57
4.3. Tata Letak Alat Proses.....	60
4.4. Organisasi Perusahaan	63
4.4.1. Struktur Perusahaan	64
4.4.2. Jam Kerja Karyawan	72
BAB V.....	75
UTILITAS	75
5.1. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air.....	75
5.1.1. Unit Penyediaan Air	75
5.1.2. Unit Pengolahan Air.....	81
5.1.3. Unit Kebutuhan Air	81
5.3. Unit Pembangkit Listrik.....	84
5.4. Unit Penyedia Udara	86
5.5. Unit Pengolahan Limbah atau Air Buangan.....	86
5.6. Spesifikasi Alat-alat Utilitas.....	87
BAB VI	94

EVALUASI EKONOMI	94
6.1. Hasil Perhitungan	105
6.2. Analisa Keuntungan	109
6.3. Hasil Kelayakan Ekonomi	109
BAB VII	112
KESIMPULAN DAN SARAN.....	112
7.1. Kesimpulan.....	112
7.2. Saran.....	113
DAFTAR PUSTAKA	115
LAMPIRAN A	118
LAMPIRAN B	138
LAMPIRAN C	140

DAFTAR TABEL

Tabel 1.1 Impor Buil Asetat di Indonesia.....	3
Tabel 1.2 Ekspor Butil Asetat di Indonesia.....	5
Tabel 1.3 Data Konsumsu Butil Asetat di Indonesia.....	7
Tabel 1.4 Data pabrik butil asetat yang sudah berdiri di dunia.....	8
Table 1.5 Data Kapasitas Pabrik Penghasil Bahan Baku.....	9
Tabel 1.6 Perbandingan jenis proses.....	13
Tabel 3.1 Spesifikasi Reaktor.....	30
Tabel 3.2 Spesifikasi Menara Distilasi.....	31
Tabel 3.3 Spesifikasi Accumulator.....	35
Tabel 3.4 Spesifikasi Reaboiler.....	36
Tabel 3.5 Spesifikas iCondensor.....	37
Tabel 3.6 Spesifikasi Tangki Penyimpanan Bahan baku dan Produk.....	38
Tabel 3.7 Spesifikas Pompa.....	40
Tabel 3.8 Spesifikasi Heat Exchanger.....	42
Tabel 3.9 Spesifikasi Cooler.....	43
Tabel 3. 10 Neraca massa total.....	45
Tabel 3.11 Neraca Massa Reaktor-01.....	45
Tabel 3.12 Neraca Massa Reaktor-02.....	46
Tabel 3.13 Neraca Massa Menara Distilasi-01.....	46
Tabel 3.14 Neraca Massa Menara Distilasi-02.....	46
Tabel 3.15 Neraca Panas Reaktor-01.....	47
Tabel 3. 16 Neraca Panas Reaktor-01.....	47
Tabel 3.17 Neraca Panas Menara Distilasi-01.....	47
Tabel 3.18 Neraca Panas Menara Distilasi-02.....	48
Tabel 3.19 Neraca Panas Heataer-01.....	48
Tabel 3.20 Neraca Panas Heater-02.....	49
Tabel 3.21 Neracam Panas Heataer-03.....	49
Tabel 4.1 Perincian Luas Tanah dan Bangunan Pabrik.....	59
Tabel 4.2 Jumlah Tenaga Kerja dan Sistem Penggajian.....	70
Tabel 4.3 Jadwal Jam Kerja Karyawan Non-Shift.....	72
Tabel 4.4 Jadwal Jam Kerja Karyawan Shift.....	73
Tabel 5.1 Kebutuhan Air Pendingin.....	81
Tabel 5.2 Kebutuhan Steam.....	82
Tabel 5.3 Kebutuhan Listrik Alat Proses.....	85
Tabel 5.4 Kebutuhan Listrik Alat Utilitas.....	85
Tabel 5.5 Spesifikasi Pompa Utilitas.....	87
Tabel 5.6 Spesifikasi Bak Penampung Utilitas.....	91
Tabel 5.7 Spesifikasi Tangki Penyimpanan Utilitas.....	92
Tabel 5.8 Spesifikasi Cooling Tower Utilitas.....	93
Tabel 6.1 Harga Indeks Tahun Perancangan.....	96
Tabel 6.2 Physical Plant Cost.....	105

Tabel 6.3 Direct Plant Cost	105
Tabel 6.4 Fixed Capital Invesment (FCI).....	106
Tabel 6.5 Working Capital Investment (WCI)	106
Tabel 6.6 Direct Manufacturing Cost (DMC).....	106
Tabel 6.7 Indirect Manufacturing Cost (IMC)	107
Tabel 6.8 Fixed Manufacturing Cost (FMC).....	107
Tabel 6.9 Total Manufacturing Cost.....	107
Tabel 6.10 General Expenses	108
Tabel 6.11 Total Production Cost	108
Tabel 6.12 Fixed Cost (Fa).....	108
Tabel 6.13 Regulated Cost (Ra)	108
Tabel 6.14 Variable Cost (Va)	109

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1 Grafik Data Impor Butil Asetat di Indonesia	4
Gambar 1.2 Grafik Ekspor Butil Asetat	6
Gambar 1.3 Regresi Polinomial Konsumsi Butil Asetat.....	7
Gambar 1.4 Bentuk molekul butil asetat.....	10
Gambar 3.2 Diagram Alir Kualitatif	25
Gambar 3.3 Diagram Alir Kualitatif	26
Gambar 4.1 Satelit Pembangunan Pabrik.....	53
Gambar 4.2 Layout Pabrik Butil Asetat	58
Gambar 4.3 Tata Letak Alat Proses.....	62
Gambar 4.4 Struktur Organisasi Pabrik	63
Gambar 5.1 Unit Utilitas	79
Gambar 6.1 Grafik Indeks Harga dan Tahun	96
Gambar 6.2 Grafik Analisa Ekonomi.....	111

ABSTRAK

Pra rancangan pabrik Butil Asetat dengan kapasitas 35.000 ton/tahun didirikan untuk memenuhi kebutuhan Butil Asetat di Indonesia serta mengurangi impor. Butil Asetat digunakan dalam produksi asam resin dan pelindung cat. Pabrik ini akan didirikan di Karanganyar, Jawa Tengah. Pada proses pembuatan Butil Asetat ini, Butanol dengan Asam Asetat membentuk Butil Asetat dan Air di dalam Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB) pada suhu 95 °C dan 1 atm dengan konversi 97%. Hasil studi evaluasi ekonomi menunjukkan bahwa modal investasi pabrik ini sebesar Rp. 97.910.994.150,23 dengan biaya produksi sebesar Rp. 12.728.429.239,53 dan laba setelah pajak diperkirakan sebesar Rp 30.344.568.682 /tahun. Berdasarkan kondisi operasi dan sifat-sifat bahan baku dan produk, pabrik Butil Asetat ini tergolong sebagai pabrik resiko rendah. Hasil analisis ekonomi terhadap pabrik ini menunjukkan bahwa *Percent Return On Investment* (ROI) sebelum dan sesudah pajak sebesar 39,73% dan 30,99% dengan *Pay Out Time* (POT) sebelum dan sesudah pajak sebesar 2,01 dan 2,44 tahun, sedangkan *Break Even Point* (BEP), *Shut Down Point* (SDP), dan *Discounted Cash Flow Rate* (DCFR) sebesar 57,21%, 43,21%, dan 12,5%. Dari data analisis kelayakan di atas disimpulkan bahwa pabrik ini menguntungkan dan layak untuk ditinjau lebih lanjut.

Kata Kunci: Asam asetat. , butanol, butil asetat, amberlyst-15, RATB

ABSTRACT

The pre-designed Butyl Acetate factory with a capacity of 35,000 tons/year was established to meet the need for Butyl Acetate in Indonesia and reduce imports. Butyl Acetate is used in the production of resin acids and paint protectants. This factory will be established in Karanganyar, Central Java. In the process of making Butyl Acetate, Butanol with Acetic Acid forms Butyl Acetate and Water in a Stirred Tank Flow Reactor (RATB) at a temperature of 95 °C and 1 atm with a conversion of 97%. The results of the economic evaluation study show that the investment capital for this factory is IDR. 97,910,994,150.23 with production costs of Rp. 12,728,429,239.53 and profit after tax is estimated at IDR 30,344,568,682 / year. Based on operating conditions and the properties of raw materials and products, this Butyl Acetate factory is classified as a low risk factory. The results of the economic analysis of this factory show that the Percent Return On Investment (ROI) before and after tax is 39.73% and 30.99% with a Pay Out Time (POT) before and after tax of 2.01 and 2.44 years, respectively. while the Break Even Point (BEP), Shut Down Point (SDP), and Discounted Cash Flow Rate (DCFR) were 57.21%, 43.21%, and 12.5%. From the feasibility analysis data above, it is concluded that this factory is profitable and worthy of further review.

Keywords : Acetic acid, butanol, butyl acetate, amberlyst-15, CSTR

BAB I

PENDAHULUAN

1.1. Latar Belakang

Sebagai negara berkembang, Indonesia banyak melakukan pembangunan serta pengembangan di bidang industri yang berpotensi untuk menopang pertumbuhan ekonomi di dalam negeri. Salah satunya dengan memenuhi kebutuhan barang dalam negeri tanpa melakukan impor dari negara lain, sehingga hal ini akan meningkatkan produksi industri di Indonesia. Industri adalah seluruh bentuk kegiatan ekonomi yang mengolah bahan baku atau memanfaatkan sumber daya industri sehingga menghasilkan barang yang mempunyai nilai tambah atau manfaat lebih tinggi (UU Nomor 3 Tahun 2014 Pasal 1).

Semakin bertambahnya waktu, pembangunan di berbagai bidang harus diperhatikan, salah satu cara adalah dengan pembangunan industri, termasuk diantaranya industri kimia. Salah satu produk tersebut adalah butil asetat.

Butil asetat merupakan senyawa yang diperoleh dari proses esterifikasi asam asetat dan butanol, melalui proses batch dan kontinyu, dengan rumus molekul $\text{CH}_3\text{COOC}_4\text{H}_9$. Butil asetat banyak digunakan pada dalam industri terutama sebagai pelarut *leather dressing*, kosmetik serta berbagai aplikasi lainnya atau pengencer polimer akrilik dan resil venil. Butil asetat juga dapat digunakan sebagai coating dimana kapasitas pelarut

serta volatilitasnya relative rendah sehingga dapat digunakan untuk pengaturan laju penguapan dan viskositas. Oleh karena itu butil asetat menjadi salah satu bahan kimia yang cukup penting karena digunakan sebagai bahan baku pada industri parfum serta sebagai pelarut pada industri pembuatan kulit sintetis, pembuatan lapisan dinding, industri plastic, tekstil, farmasi, oil, dan lain sebagainya (Mc Ketta,1976).

Sejauh ini produksi butil asetat di Indonesia sudah diproduksi oleh PT. Continental Solvindo / Buana Solvindo dengan kapasitas 20.000 ton/tahun dan PT. Indo Acidatama Tbk dengan kapasitas 7.500 ton/tahun namun kebutuhan butil asetat dalam negeri belum tercukupi, dapat dilihat dari angka impor butil asetat ke Indonesia setiap tahunnya mengalami peningkatan. Dengan pendirian pabrik butil asetat ini diharapkan dapat memenuhi kebutuhan butil asetat di dalam negeri serta mengurangi angka impor butil asetat di Indonesia. Dengan pendirian pabrik butil asetat ini pula dapat menciptakan lapangan pekerjaan baru sehingga mengurangi angka Pengangguran di Indonesia, selain itu juga dapat mendorong perkembangan serta pembangunan industri lain yang menggunakan butil asetat sebagai bahan baku di dalam prosesnya.

1.2. Penentuan Kapasitas Pabrik

Penentuan darikapasitas perancangan pabrik perlu mempertimbangkan kapasitas minimum berdasarkan dari kapasitas pabrik yang telah ada di dunia. Kemudian, penentuan kapasitas pabrik juga harus

melihat dari proyeksi ekspor produk dan juga melihat banyaknya kebutuhan dalam negeri. Pada penentuan pabrik ada beberapa hal yang perlu diperhatikan antara lain :

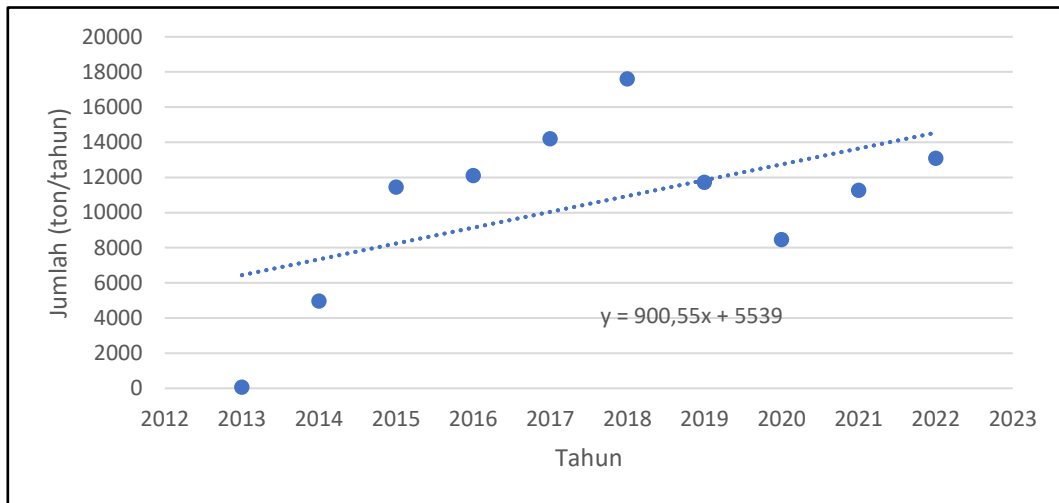
1.2.1. Impor Butil Asetat

Impor butil asetat di Indonesia cenderung mengalami kenaikan tiap tahunnya. Hal ini berdasarkan data dari Badan Pusat Statistik (BPS) terkait impor butil asetat di Indonesia dari tahun 2013-2022 sebagai berikut :

Tabel 1.1 Impor Butil Asetat di Indonesia

Tahun	Jumlah(ton/tahun)
2013	64,908
2014	4962,429
2015	11455,157
2016	12098,299
2017	14203,562
2018	17604,633
2019	11723,201
2020	8457,168
2021	11267,05
2022	13084,005

Pada table 1.1 dapat kita lihat bahwa butil asetat tiap tahunnya cenderung mengalami kenaikan, hal tersebut menandakan bahwa belum tercukupinya produksi butil asetat di dalam negeri sehingga melakukan imporr dari negara lain. Dari table 1.1 dibuat regresi polynomial untuk memprediksi impor butil asetat pada tahun 2027 di Indonesia. Data impor regresi polynomial dapat dilihat pada gambar berikut.



Gambar 1.1 Grafik Data Impor Butil Asetat di Indonesia

Berdasarkan gambar 1.1 didapatkan persamaan :

$$y = 900,55x + 5539$$

dengan y adalah Impor butil asetat dan x adalah tahun ke-n. Dengan menggunakan persamaan diatas, maka diperoleh prediksi impor butil asetat di Indonesia pada tahun 2027 sebesar **19047,25 ton/tahun.**

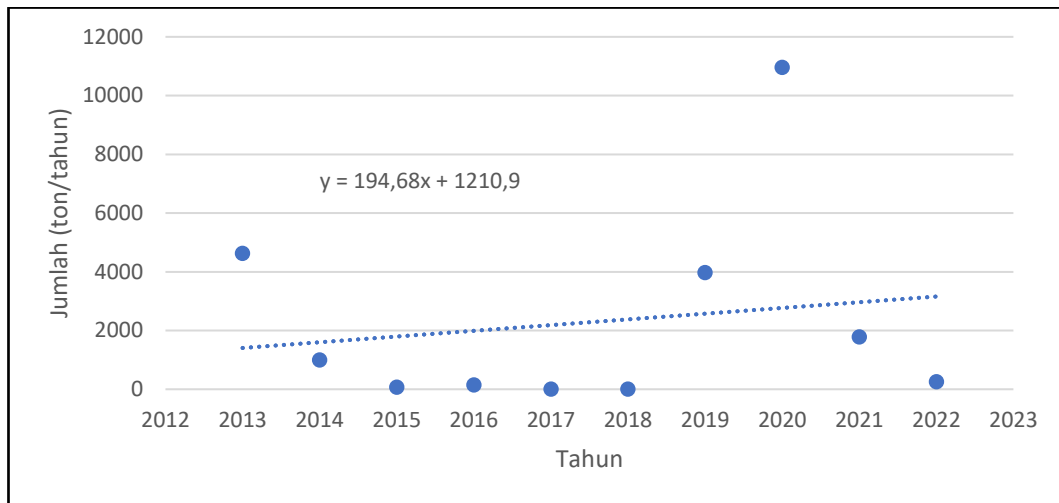
1.2.2. Ekspor Butil Asetat

Ekspor butil asetat di Indonesia mengalami fluktuatif tiap tahunnya, hal tersebut berdasarkan data dari Badan Pusat Statistik (BPS) terkait ekspor butil asetat di Indonesia pada tahun 2013-2022 sebagai berikut :

Tabel 1.2 Ekspor Butil Asetat di Indonesia

No	Tahun	Jumlah (ton/tahun)
1	2013	4622,481
2	2014	1000,006
3	2015	72
4	2016	144,182
5	2017	0
6	2018	3,79
7	2019	3974,425
8	2020	10961,504
9	2021	1778,16
10	2022	259,548

Pada table 1.2 dapat dilihat ekspor butil asetat mengalami fluktuatif , dimana ekspor butil asetat di Indonesia cenderung masih kecil. Hal ini dikarenakan industri di Indonesia masih membutuhkan butil asetat sebagai bahan baku produksi. Dari data tabel 1.2 dilakukan regresi polynomial untuk memprediksi ekspor butil asetat pada tahun 2027 di Indonesia. Data ekspor regresi polynomial dapat dilihat pada gambar berikut.



Gambar 1.2 Grafik Ekspor Butil Asetat

Berdasarkan pada gambar 1.2 didapatkan persamaan :

$$y = 194,68x + 1210,9$$

dengan y adalah ekspor butil asetat dan x adalah tahun ke-n. Dengan menggunakan persamaan diatas, maka diperoleh prediksi ekspor butil asetat di Indonesia pada tahun 2027 sebesar **4131,1 ton/tahun**.

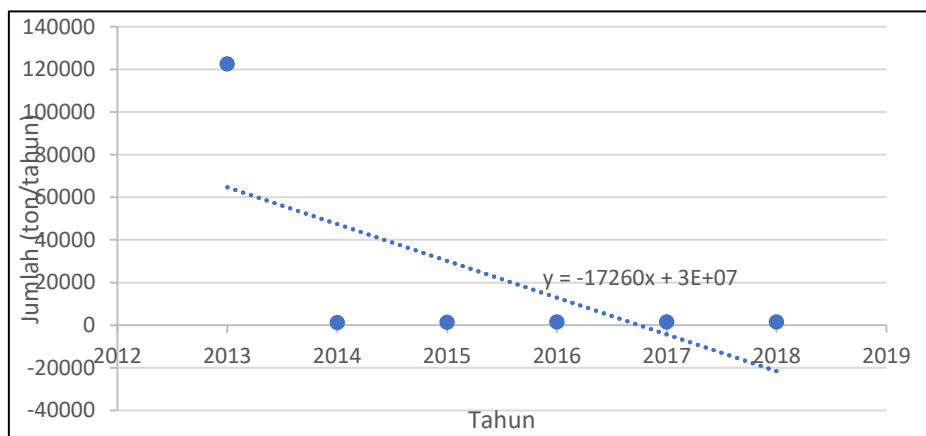
1.2.3. Konsumsi Butil Asetat di Indonesia

Butil asetat pada industri biasa digunakan sebagai bahan baku tinta cetak, kosmetik, cat dan lainnya. Konsumsi butyl asetat di Indonesia sendiri mengalami fluktuatif tiap tahunnya, hal tersebut dapat dilihat pada tabel dibawah ini berdasarkan data dari Badan Pusat Statistik (BPS) dari tahun 2013-2018 sebagai berikut.

Tabel 1.3 Data Konsumsi Butil Asetat di Indonesia

Tahun	Konsumsi (kg)	Konsumsi (ton)
2013	122.484.471	122.484,471
2014	11.068.842	11.068,842
2015	13.291.811	13.291,811
2016	13.983.615	13.983,615
2017	14.308.889	14.308,889
2018	14.596.193	14.596,193
Total	189.733.821	189.734

Dari data tabel 1.3 konsumsi butil asetat diatas kemudian dilakukan regresi polinomial untuk memprediksi konsumsi butil asetat pada tahun 2027 di Indonesia. Data konsumsi serta regresi polinomial ditunjukkan dalam gambar 1.3 sebagai berikut:



Gambar 1.3 Regresi Polinomial Konsumsi Butil Asetat

Berdasarkan gambar 1.3 didapatkan persamaan :

$$y = -17260x + 30000000$$

dengan y adalah ekspor butil asetat dan x adalah tahun ke-n. Dengan menggunakan persamaan diatas, maka diperoleh prediksi ekspor butil asetat di Indonesia pada tahun 2027 sebesar **29.741.100 ton/tahun.**

1.2.4 Produksi Butil Asetat di Dunia

Di Indonesia sendiri pabrik yang memproduksi butil asetat adalah PT. Continental Solvindo / Buana Solvindo dengan kapasitas 20.000 ton/tahun. Berikut juga data pabrik butil asetat yang sudah berdiri di dunia, data ini dibutuhkan untuk menentukan batas minimal dan maksimal untuk penentuan pabrik butil asetat.

Tabel 1.4 Data pabrik butil asetat yang sudah berdiri di dunia

No.	Perusahaan	Kapasitas (ton/tahun)
1	INEOS	330.00
2	Eastern Chemical	59.000
3	Jiangmen Handsome	280.000
4	Jiangsu Sopo	400.000
5	IOL Chemical and Pharmaceuticals	87.000
6	Celanese	92.000
7	Shandong Jinyimeng Group Co. Ltd	250.000
8	Solutia	25.000
9	Godavari Biorefineries Ltd.	105.000
10	Sipchem	100.000
11	Ashok Alco - chem Limited	28.000
12	PT. Indo Acidatama Tbk	7.500
13	PT. Continental Solvindo / Buana Solvindo	20.000

1.2.5. Ketersediaan Bahan Baku

Ketersediaan bahan baku produksi merupakan faktor yang penting dalam keberlangsungan produksi suatu pabrik untuk mendapatkan kontinuitas produksi suatu pabrik. Bahan baku harus tersedia secara periodik dalam jumlah yang cukup. Pada pabrik butil asetat ini dibutuhkan asam asetat sebanyak 18.806 ton/tahun dan butanol pada pabrik ini dibutuhkan 116.567 ton/tahun , bahan baku asam asetat diambil dari PT

Indo Acidatama Tbk, , dan BP Petronas Acetyls dari Malaysia. Dan bahan baku butanol diperoleh dari PT Petro Oxo Nusantara dan Oxochinne,Lavera dari Prancis.

Table 1.5 Data Kapasitas Pabrik Penghasil Bahan Baku

Bahan Baku	Pabrik	Kapasitas (Ton/Tahun)
Asam Asetat	PT. Indo Acidatam Tbk	36.600
	BP Petronas Acetyls	535.000
Butanol	PT Petro Oxo Nusantara	150.000
	Oxochinne,Lavera	150.000

Berdasarkan data impor, ekspor, konsumsi serta produksi butil asetat, maka dapat digunakan dalam menentukan peluang kapasitas pabrik butil asetat yang dapat dibangun pada tahun 2027 dengan persamaan :

$$\text{Peluang} = \text{Demand} - \text{Supply}$$

$$\text{Peluang} = (\text{Ekspor} + \text{Konsumsi}) - (\text{Impor} + \text{Produksi})$$

$$\text{Peluang} = (29.745.231) - (46.547)$$

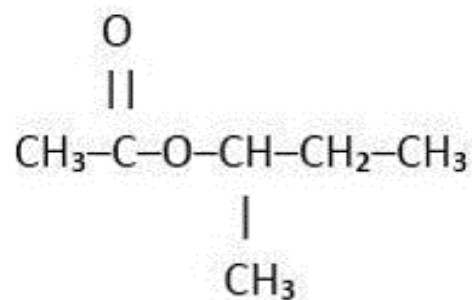
$$\text{Peluang} = 29.698.684 \text{ Ton/tahun}$$

Berdasarkan dari data yang tersedia diatas, perancangan pabrik butil asetat ini dibuat untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri dan mengurangi beban untuk mengimpor butil asetat dari luar negeri. Kami mengasumsikan bahwa impor butil asetat, merupakan kebutuhan dalam negeri. Sehingga kami akan mengambil kapasitas pabrik tahun 2027 yaitu sebanyak 35.000 ton/tahun.

1.3. Tinjauan Pustaka

Butil asetat merupakan salah satu bentuk dari ester asam karboksilat. Ester asam karboksilat B suatu senyawa yang mengandung gugus $-\text{CO}_2\text{R}$ dimana R tersebut dapat berbentuk alkil maupun aril. Suatu ester karboksilat dapat dihasilkan dengan meraksikan asam karboksilat dengan alkohol dan akan membentuk ester dan air, reaksi diatas disebut juga dengan reaksi esterifikasi. Reaksi esterifikasi merupakan reaksi yang bersifat reversible dan reaksi kesetimbangan harus digeser kearah pembentukan ester untuk meningkatkan nilai rendemen dari ester, salah satunya dengan memperbanyak salah satu bahan baku yang harganya murah (Fessenden & Fessenden, 1999).

Rumus kimia dari butil asetat $\text{CH}_3\text{CO}_2\text{CH}_2\text{CH}_2\text{CH}_3$, dengan bentuk molekul sebagai berikut :



Gambar 1.4 Bentuk molekul butil asetat

Butil asetat merupakan senyawa yang diperoleh dari reaksi esterifikasi secara batch ataupun kontinyu asam asetat dan butanol. Butil asetat berbentuk cairan tak berwarna dengan karakteristik berasa dan berbau

buah. Pembuatan butil asetat menggunakan asam organik dengan mereaksikan asam asetat dan butanol. Hasil dari reaksi diatas berupa butil asetat dan air.

1.3.1 Pemilihan Proses Pembuatan Produk

Dalam pembuatan produk butil asetat terdapat reaksi yang terjadi adalah reaksi esterefikasi. Reaksi pembentukan butil asetat dapat dilakukan dengan 3 jenis proses utama,yaitu :

1. Proses Batch

Butanol, asam asetat dan katalis asam sulfat dimasukkan ke dalam reaktor dengan jumlah yang ditentukan. *Steam* dipakai sebagai pemanas reaktor hingga menghasilkan refluks. Pada keadaan ini, mulai terbentuk lapisan air dan senyawa organik di unit dekanter. Lapisan atas atau senyawa organik direfluks ke kolom distilasi sedangkan lapisan bawah dikontakkan dengan steam dalam kolom recovery dan dikembalikan ke reaktor. Ketika reaksi melambat dan akhirnya berhenti, proses penghilangan air berhenti dan suhu mulai naik. Produk kemudian diambil dan dicek kemurniannya, kemurnian yang didapat sebesar 75-85%, sedangkan aliran steam dihentikan sampai dimulai batch berikutnya. Selanjutnya sisa reaktan yang tidak bereaksi dinetralkan dengan NaOH dan diolah pada unit pengolahan limbah (McKetta, 1993).

2. Proses Kontinyu

Proses hampir sama dengan proses batch, hanya saja dilakukan secara terus-menerus. Butanol, asam asetat, dan katalis dimasukkan dalam jumlah tertentu. Reaksi berjalan pada suhu 55-120°C dengan tekanan 1-1,2 atm, reaktan dipanaskan terlebih dahulu sampai pada suhu yang diinginkan. Seperti kebanyakan proses esterifikasi lainnya, esterifikasi Butil Asetat dari Butanol dan asam asetat ini merupakan reaksi eksotermis, maka untuk menjaga suhu reaksi, reaktor dilengkapi jaket pendingin. Hasil reaksi kemudian dimasukkan ke kolom distilasi. Setelah dikondensasikan dan dimasukkan ke decanter, akan terbentuk 2 lapisan. Lapisan ester dimurnikan lagi dengan proses distilasi, sedang lapisan air dapat diolah lagi untuk recovery butanol atau dapat langsung dibuang sebagai limbah. Konversi butil asetat yang dihasilkan pada reaksi ini dapat mencapai 99% (Mc Ketta, 1977)

3. Proses *Reactive Distillation*

Reaktor *reactive distillation* ini merupakan alat yang menggabungkan antara proses reaksi kimia dan proses distilasi ke dalam satu unit proses. Reaktor dioperasikan pada suhu azeotrope campura dalam fase cair-cair dari butil asetat, butanol dan air yaitu pada suhu 89°C pada tekanan atmosferik. *Reactive Distillation* terdiri dari tiga kolom yaitu a column with nonreactive rectifying section, a nonreactive stripping section dan a reactive middle section. Bahan baku Asam Asetat dan Butanol masuk ke seksi reaktif dimana disini terjadi reaksi pembentukan Butil Asetat. Katalis yang digunakan adalah ion exchange resin. Butil Asetat yang

terbentuk turun ke seksi nonreaktif stripping. Butil asetat ini kemudian masuk ke dekanter kemudian dimurnikan kembali di kolom stripping. Proses ini dapat menghasilkan butil asetat dengan konversi mendekati 99% (Jingnesh, 2003).

Tabel 1.6 Perbandingan jenis proses

Parameter	Proses Batch	Proses Kontinyu	Proses <i>Reactive Distillation</i>
Kondisi Operasi	T = 55 – 120 °C P = 1,2 atm	T = 55 – 120 °C P = 1,2 atm	T = 89 °C P = 1 atm
Bahan baku	- Asam asetat - Butanol	- Asam asetat - Butanol	- Asam asetat - Butanol
Katalis	Asam Sulfat	Amberlyst-15	Ion exchange resin
Reaktor	Fix Bed	RATB, Fix Bed, Fluidized, Packed	Reactive Distillation
Konversi	~99%	~99%	~99%
Kemurnian Butil Asetat	75-85%	97%	98%

Berdasarkan data dan tabel diatas, untuk pembuatan butil asetat dari asam asetat dan butanol kami memilih menggunakan proses kontinyu menggunakan Reaktor Alir Tangki Beerpengaduk (RATB) dengan katalis *amberlyst-15*. Kami memilih proses tersebut karena memiliki keuntungan sebagai berikut :

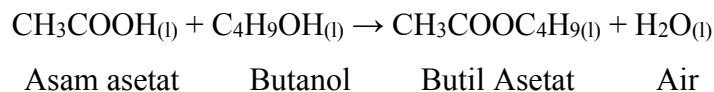
- Waktu tinggal dalam reactor singkat
- Katalis yang digunakan tidak bersifat korosif yang dapat merusak alat dan memiliki stabilitas kimia dan termal yang baik
- Konversi dan kemurnian yang dihasilkan tinggi

1.4. Tinjauan Termodinamika dan Tinjauan Kinetika

1.4.1 Tinjauan Termodinamika

Tinjauan secara termodinamika digunakan untuk mengetahui sifat dan arah reaksi yaitu ekotermis /endotermis dan *reversibel* / *irreversibel*. Pada reaksi pembuatan butil asetat dari asam asetat dan butanol berlangsung secara eksotermis. hal ini dapat ditinjau dari ΔH_f reaksi pada suhu 298 K.

Reaksi :



$$\Delta H_{f298} \text{ Asam Asetat} = -432,3 \text{ KJ/mol} \quad (\text{Yaws, 1999})$$

$$\Delta H_{f298} \text{ Butanol} = -274,6 \text{ KJ/mol} \quad (\text{Yaws, 1999})$$

$$\Delta H_{f298} \text{ Butil Asetat} = -485,6 \text{ KJ/mol} \quad (\text{Yaws, 1999})$$

$$\Delta H_{f298} \text{ Air} = -241,8 \text{ KJ/mol} \quad (\text{Yaws, 1999})$$

$$\begin{aligned} \Delta H_R \text{ (at 298 K)} &= \Sigma(n\Delta H_f) \text{ produk} - \Sigma(n\Delta H_f) \text{ reaktan} \\ &= \Delta H (\text{CH}_3\text{COOC}_4\text{H}_9 + \text{H}_2\text{O}) - \Delta H (\text{CH}_3\text{COOH} + \\ &\quad \text{C}_2\text{H}_5\text{OH}) \\ &= -20,5 \text{ kJ/mol} \end{aligned}$$

Nilai ΔH_R (at 298 K) bernilai negatif ($\Delta H_R < 0$), maka reaksi ini merupakan reaksi eksotermis. Penurunan suhu dapat meningkatkan harga K (konstanta kestimbangan).

(Yaws, 1999)

Konstanta kesetimbangan (K) dibutuhkan untuk mengetahui apakah reaksi berjalan dengan searah atau tidak searah (*reversible/irreversible*). Hal ini dapat ditinjau dari ΔG reaksi pada suhu 298 K.

Dimana ΔG untuk reaksi pembentukan butil asetat diketahui :

$$\Delta G_{f298} \text{ Asam Asetat} = -382,9 \text{ KJ/mol} \quad (\text{Yaws, 1999})$$

$$\Delta G_{f298} \text{ Butanol} = -150,2 \text{ KJ/mol} \quad (\text{Yaws, 1999})$$

$$\Delta G_{f298} \text{ Butil Asetat} = -312,3 \text{ KJ/mol} \quad (\text{Yaws, 1999})$$

$$\Delta G_{f298} \text{ Air} = -228,6 \text{ KJ/mol} \quad (\text{Yaws, 1999})$$

$$\begin{aligned} \Delta G_R \text{ (at 298 K)} &= \Sigma(n\Delta G_f)_{\text{produk}} - \Sigma(n\Delta G_f)_{\text{reaktan}} \\ &= \Delta G (\text{CH}_3\text{COOC}_4\text{H}_9 + \text{H}_2\text{O}) - \Delta H (\text{CH}_3\text{COOH} + \\ &\quad \text{C}_4\text{H}_9\text{OH}) \\ &= 7,8 \text{ kJ/mol} \end{aligned}$$

$$\Delta G^\circ_{(298 \text{ K})} = -R.T. \ln K$$

$$\ln K_{(298 \text{ K})} = \frac{-\Delta G^\circ_{298 \text{ k}}}{-R.T}$$

$$= \frac{-(-7800 \text{ J/mol})}{8,314 \cdot 298 \text{ K}}$$

$$= 3,148244 \text{ J/mol}$$

$$\int_{k_0}^{k_1} d. \ln k = \frac{\Delta H_r}{R} \cdot \int_{k_0}^{k_1} \frac{1}{T^2} \cdot dT$$

$$\ln \frac{K(T \text{ operasi})}{K(298 \text{ K})} = \frac{\Delta H_r}{R} \left| \frac{1}{T_1} - \frac{1}{T_0} \right|$$

$$\ln K_{383 \text{ K}} - \ln K_{298 \text{ K}} = \frac{\Delta H_r}{R} \left| \frac{1}{T_1} - \frac{1}{T_0} \right|$$

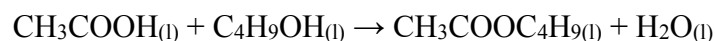
$$\ln K_{383 \text{ K}} - 3,148244 = \frac{-20.500 \frac{\text{J}}{\text{mol}}}{8,314} \left| \frac{1}{393 \text{ K}} - \frac{1}{298 \text{ K}} \right|$$

$$K_{383 \text{ K}} (T \text{ operasi}) = 1,789241$$

Berdasarkan perhitungan, didapatkan nilai K mendekati 1, serta reaksi pembentukan butil asetat merupakan reaksi esterefikasi. Maka dapat disimpulkan bahwa reaksi pembentukan butil asetat dari asam asetat dan butanol merupakan reaksi searah (*reversible*).

1.4.2 Tinjauan Kinetika

Untuk mengetahui pengaruh temperatur terhadap laju reaksi ditinjau dari kinetika reaksi pembuatan butil asetat. Reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut :



Tinjauan kinetika dapat dihitung dengan persamaan Arrhenius :

$$k = A \cdot \exp \left(-\frac{E_a}{R \cdot T} \right)$$

Keterangan :

k = konstanta kecepatan reaksi (liter/mol.menit)

A = faktor frekuensi tumbukan

Ea = energi aktivasi (KJ/mol)

R = konstanta gas ideal

T = suhu (K)

Suryawanshi (2014) melakukan penelitian terkait reaksi proses esterefikasi pembentukan butil asetat dengan katalis *Amberlyst-15* sehingga didapatkan kinetika reaksi sebagai berikut:

$$k_1 = 9,0953 \times 10^{-3} \cdot \exp\left(\frac{45,59 \text{ KJ/mol}}{8,314472 \frac{\text{J}}{\text{mol} \cdot \text{K}} \cdot 363 \text{ K}}\right)$$

$$= 0,008958945545 \text{ (1/s)}$$

$$k_2 = 8,643 \times 10^{-3} \cdot \exp\left(\frac{23,90 \text{ KJ/mol}}{8,314472 \frac{\text{J}}{\text{mol} \cdot \text{K}} \cdot 363 \text{ K}}\right)$$

$$= 0,00857482853 \text{ (L/mol*menit)}$$

BAB II

PERANCANGAN PRODUK

Untuk memenuhi kualitas produk sesuai target pada perancangan ini, maka mekanisme pembuatan perancangan pabrik Butil Asetat dirancang berdasarkan variabel-variabel utama yaitu: spesifikasi produk, spesifikasi bahan baku, spesifikasi bahan pembantu dan pengendalian kualitas

2.1. Spesifikasi Bahan Baku

2.1.1. Asam Asetat

Rumus Kimia	: CH_3COOH
Berat Molekul	: 60,05 g/mol
Warna	: Tidak Berwarna
Wujud	: Cairan
Titik Beku	: 16,66 °C
Titik Didih	: 118 °C
Densitas	: 1,040 kg/m ³
Kemurnian	: 99,8%

(MSDS LabChem, 2012)

2.1.2. Butanol

Rumus Kimia	: $\text{C}_4\text{H}_9\text{OH}$
Berat Molekul	: 74,12 g/mol
Warna	: Tidak Berwarna
Wujud	: Cairan

Titik Beku	: -89,8 °C
Titik Didih	: 117,7 °C
Densitas	: 810 kg/m ³
Kemurnian	: 99%

(MSDS LabChem, 2012)

2.2. Spesifikasi Bahan Baku Pembantu

2.2.1. Amberlyst-15

Bentuk ion	: H ⁺
Warna	: Putih pudar
Wujud	: Padatan berbentuk butiran
Densitas	: 1,2 g/ml
Ukuran	: 0,3 – 0,425 mm
Maksimal suhu operasi	: 120°C
Batas penurunan tekanan	: 1 bar (15 psig)
Kemurnian	: 99%

(Rohm and Haas Company)

2.2.3. Air

Rumus Kimia	: H ₂ O
Berat Molekul	: 18 g/mol
Warna	: Jernih Bening
Wujud	: Cair
Titik Beku	: 0 °C

Titik Didih	: 100 °C
Densitas (ρ)	: 1 g/cm ³
Panas Peleburan	: -68,3174 kkal/gmol
Panas Penguapan	: 0,717 kal/gmol

(Kirk Othmer, 1983)

2.3. Spesifikasi Produk

2.3.1. Butil Asetat

Rumus Kimia	: CH ₃ COOC ₄ H ₉
Berat Molekul	: 116,16 g/mol
Warna	: Tidak Berwarna
Wujud	: Cairan
Titik Beku	: -78 °C
Titik Didih	: 126 °C
Densitas	: 882 kg/m ³
Kemurnian	: 99%

(MSDS LabChem, 2012)

2.4. Pengendalian Kualitas

Dalam memenuhi kualitas produk yang memenuhi standar maka membutuhkan kualitas yang sudah sesuai dengan standar proses yang telah ditetapkan, pengawasan dan pengendalian terhadap proses melalui sistem

kontrol dapat diperoleh produk yang memiliki kualitas sehingga produk tersebut dapat dipasarkan. Dalam melakukan pemeriksaan ini bertujuan untuk menjaga stabilitas kualitas produk dan mengetahui apakah proses berjalan dengan seharusnya atau tidak. Jika terjadi masalah dapat melakukan tindakan pengendalian dengan cepat menghindari masalah yang jauh lebih besar yang dapat mengakibatkan kualitas dari produk mengalami gangguan. Adapun beberapa pengendalian yang dilakukan :

a. Pengendalian Kualitas Bahan Baku

Pengendalian kualitas bahan baku dilaksanakan untuk memastikan bahan baku yang dipakai sesuai atau tidak dengan spesifikasi yang diinginkan untuk diproses. Proses ini dilakukan pada saat awalsebelum bahan baku memasuki proses produksi. Pengendalian ini dilaksanakan pada semua bahan baku dan bahan pembantu yaitu asam asetat, butanol, asam sulfat dan *amberlyst-15*. Proses ini dilakukan dengan cara menganalisa bahan baku yang baru sampai pada bagian laboratorium pemeriksaan.

b. Pengendalian Bahan Pembantu

Untuk proses pembuatan metanol di pabrik ini perlu menganalisa bahan-bahan pembantu seperti katalis *amberlyst-15* dengan tujuan untuk mengetahui sifat fisis apakah sudah sesuai dengan spesifikasi dari masing-masing bahan atau belum yang bertujuan untuk membantu kelancaran proses tersebut.

c. Pengendalian Kualitas Proses

Alat-alat pengendalian dan pengawasan operasi dilakukan dengan alat pengendalian yang akan berpusat di control room. Kemudian pengendalian dilakukan dengan cara automatic control yang menggunakan indikator, dimana apabila terjadi penyimpangan pada indikator dari standar yang telah ditentukan maka akan penyimpangan tersebut akan ditandai dari sinyal atau tanda yang diberikan (berupa lampu yang berkedip dan bunyi alarm). Setelah penyimpangan tersebut diketahui, maka penyimpangan tersebut harus diatur ulang sebagaimana mestinya di awal secara otomatis maupun secara manual.

Berikut beberapa alat kontrol yang akan dipakai dan dijalankan untuk mempertahankan kondisi operasi antara lain :

1. *Level Controller (LC)*

Level Control merupakan alat yang dipakai untuk mengatur ketinggian (level) cairan dalam suatu alat dimana cairan tersebut bekerja. Pengukuran tinggi permukaan cairan dilakukan dengan operasi dari sebuah control valve, yaitu dengan mengatur laju cairan masuk atau keluar proses.

2. *Flow Rate Controller (FC)*

Flow Control merupakan alat yang digunakan untuk mengatur kecepatan aliran fluida dalam pipa line atau unit proses lainnya. Pengukuran kecepatan aliran fluida dalam pipa biasanya diatur dengan mengatur output dari alat, yang mengakibatkan fluida mengalir dalam pipa line.

3. *Temperature Control* (TC)

Temperature Control merupakan alat kontrol yang berfungsi untuk mengontrol suhu dalam alat proses, yang apabila belum sesuai dengan kondisi yang ditetapkan akan menimbulkan masalah dan akan ditandai dengan isyarat berupa suara dan nyala lampu.

d. Pengendalian Kualitas Produksi

Pengendalian kualitas dari produk dilakukan untuk mengetahui dan memastikan apakah produk yang dihasilkan dari proses produksi sesuai dengan spesifikasi yang telah ditentukan. Proses pengendalian kualitas produk ini dilakukan dengan cara yang sama dengan pengendalian kualitas bahan baku, yaitu dengan pengujian bahan di dalam laboratorium pengujian.

2.5 **Pengendalian Kualitas Produk**

Penyimpangan kuantitas terjadi karena kesalahan operator, kerusakan mesin, keterlambatan pengadaan bahan baku, perbaikan alat terlalu lama dan lainlain. Penyimpangan tersebut perlu diidentifikasi penyebabnya dan diadakan evaluasi. Selanjutnya diadakan perencanaan kembali sesuai dengan kondisi yang ada.

a. Pengendalian Waktu

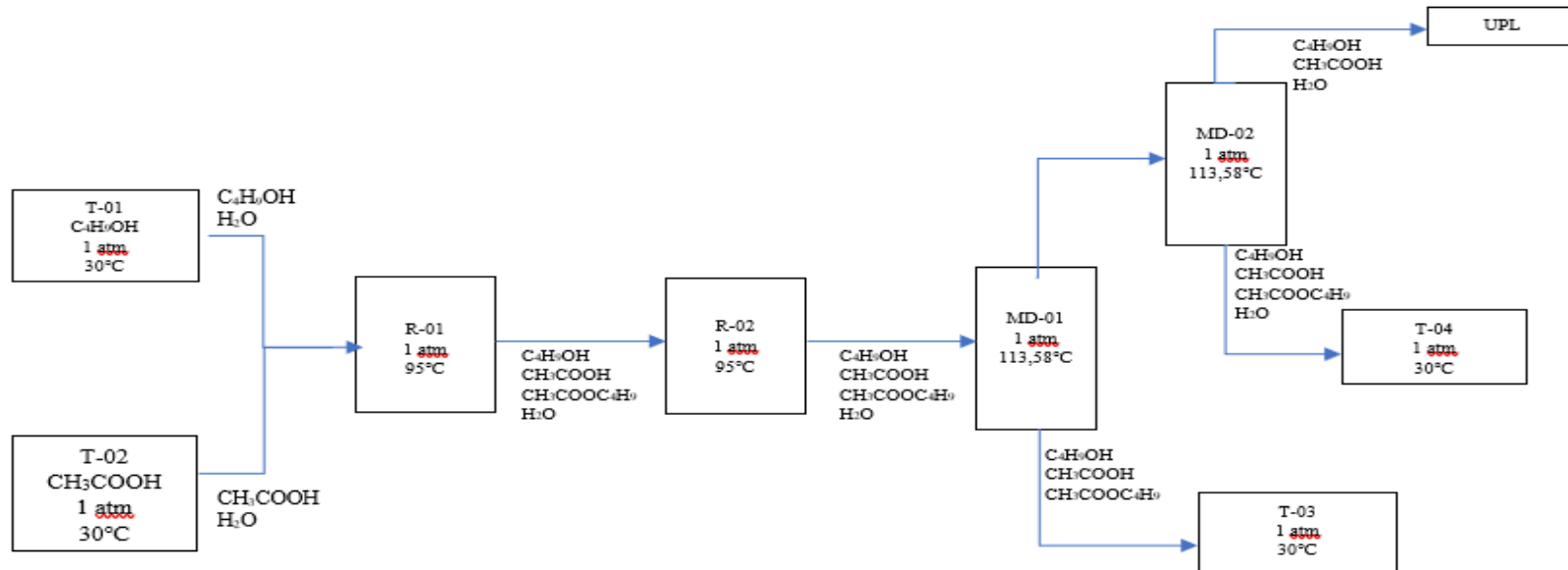
Pengendalian waktu juga merupakan salah satu bagian yang penting dalam mencapai kualitas produk yang diinginkan. Untuk mencapai kuantitas tertentu perlu adanya waktu tertentu pula.

b. Pengendalian Bahan Proses

Bila ingin dicapai kapasitas produksi yang diinginkan, maka bahan untuk proses harus mencukupi. Karenanya diperlukan pengendalian bahan proses agar

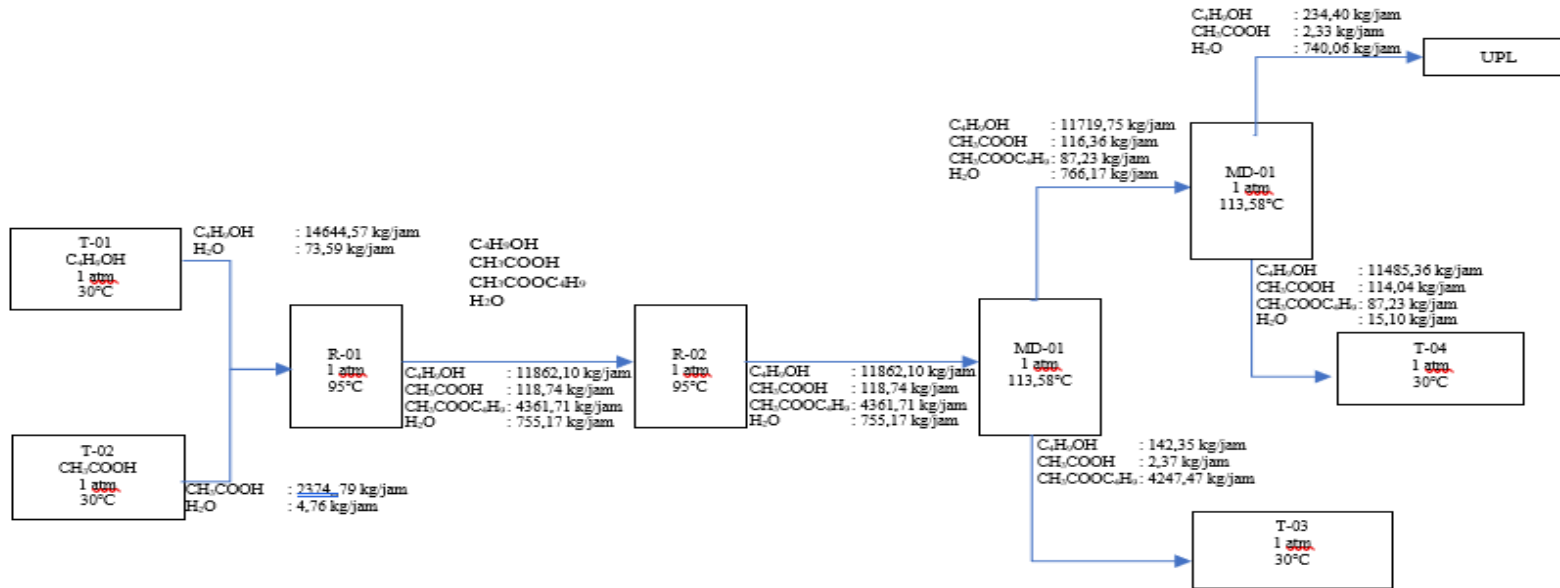
BAB III
PERANCANGAN PROSES

3.1 Diagram Alir Proses



Gambar 3.1 Diagram Alir Kualitatif

3.2 Diagram Alir Material



Gambar 3.2 Diagram Alir Kualitatif

3.2 Uraian Proses

Untuk mencapai kualitas produk yang diinginkan maka pada perancangan pabrik Butyl Acetate perlu memilih proses yang tepat agar proses produksi lebih efektif dan efisien.

3.1.1. Persiapan Bahan Baku

a. Butanol (C_4H_9OH)

Bahan baku butanol (C_4H_9OH) yang digunakan mempunyai kemurnian 99,5%. Butanol disimpan di dalam tangki penyimpanan (T-01) dengan suhu $30^{\circ}C$ dan tekanan 1 atm serta kapasitas tangki penyimpanan dapat digunakan untuk proses 7 hari. Butanol dari tangki penyimpanan (T-01) dialirkan menggunakan pompa (P-01) menuju ke heater (HE-01) terlebih dahulu untuk dinaikan suhunya dari $30^{\circ}C$ menjadi $95^{\circ}C$ sebelum masuk kedalam reaktor (R-01) dengan jenis Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB).

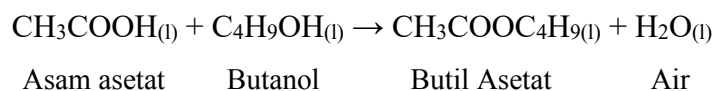
b. Asam Asetat (CH_3COOH)

Bahan baku Asam Asetat (CH_3COOH) yang digunakan mempunyai kemurnian 99,8%. Asam asetat disimpan di dalam tangki penyimpanan (T-02) dengan suhu $30^{\circ}C$ dan tekanan 1 atm serta kapasitas tangki penyimpanan dapat digunakan untuk proses 7 hari. Asam asetat dari tangki penyimpanan (T-02) dialirkan menggunakan pompa (P-02) menuju ke heater (HE-02) terlebih dahulu untuk dinaikan suhunya dari $30^{\circ}C$ menjadi $95^{\circ}C$ sebelum masuk kedalam reaktor (R-01) dengan jenis Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB).

3.1.2. Tahap Reaksi

Pada perancangan pabrik pembuatan butil asetat ini menggunakan rasio perbandingan molar bahan baku Asam asetat (CH_3COOH) dan Butanol ($\text{C}_4\text{H}_9\text{OH}$) 1:5 serta menggunakan katalis Amberlyst 15 sebanyak 11% dari total umpan. Setelah proses persiapan bahan baku dimasukkan ke dalam reaktor (R-01) dengan jenis Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB), reaktor didesain katalis Amberlyst 15 sudah berada didalam reaktor, serta pada bagian keluaran reaktor diberi penyaring katalis, sehingga katalis tidak ikut keluar reaktor dan tetap dalam reaktor. Kemudian campuran keluaran reaktor (R-01) diumpankan Kembali dengan menggunakan pompa (P-03) ke dalam reaktor (R-02) dengan jenis Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB) yang dilengkapi dengan jaket pendingin untuk menjaga agar suhu stabil pada 95°C . Reaksi dalam reaktor terjadi pada suhu 95°C dan tekanan 1 atm secara eksotermis dalam fase cair-cair.

Reaksi yang terjadi :



Reaksi pada reaktor (R-01) diperoleh konversi sebesar 78% . Produk keluar dari reaktor (R-01) kemudian dialirkan menggunakan pompa (P-03) menuju reaktor (R-02) untuk memperoleh konversi akhir sebesar 95%. Produk keluar dari reaktor (R-02) kemudian dialirkan menggunakan pompa (P-04) menuju heater (HE-02) untuk dinaikan suhunya dari 95°C menjadi $113,5^\circ\text{C}$ sebelum masuk ke menara distilasi (MD-01).

3.1.3. Tahap Pemurnian Produk

Campuran keluaran reactor (R-02) dialirkan menggunakan pompa (P-04) menuju heater (HE-02) untuk dinaikan suhunya dari 95°C menjadi 115,0°C sebelum masuk ke Menara distilasi (MD-01). Hasil atas Menara distilasi (MD-01) berada pada kondisi operasi 115,3°C dan tekanan 1 atm, kemudian aliran dipompa (P-06) menuju Menara distilasi (MD-02), hasil atas Menara distilasi (MD-02) berada pada kondisi operasi 102,0°C dan tekanan 1 atm dialirkan menuju *cooler* (CL-02) menggunakan pompa (P-07) untuk diturunkan suhunya menjadi 30°C sebelum dialirkan menuju UPL. Kemudian hasil bawah Menara distilasi (MD-02) berada pada kondisi operasi 118,0°C dan tekanan 1 atm akan di *recycle* menuju Reaktor (R-01), campuran didinginkan terlebih dahulu menggunakan *cooler* (CL-03) untuk diturunkan suhunya menjadi 95°C.

Sedangkan hasil bawah dari Menara distilasi (MD-01) dengan kondisi operasi 125,6°C dan tekanan 1 atm dialirkan dengan pompa (P-05) untuk disimpan pada tangki penyimpanan produk (T-03), campuran didinginkan terlebih dahulu menggunakan *cooler* (CL-01) untuk diturunkan suhunya. Produk butil asetat yang dihasilkan pada perancangan ini didapatkan kemurnian 97% dengan hasil samping asam asetat dan butanol.

3.4. Spesifikasi Alat Proses

1. Reakto

Tabel 3.1 Spesifikasi Reaktor

Reaktor-01 dan Reaktor-02	
Spesifikasi Umum	
Fungsi	Mereaksikan asam asetat dan butanol untuk menjadi butil asetat
Jenis	<i>Continuous Strred Tank Reactor (CSTR)</i>
Material	<i>Stainless Steel SA 167 Grade 11 Type 316</i>
Mode Operasi	Kontinyu
Tinggi Tangki, m	6,1863
Kondisi Operasi	
Suhu, °C	95
Tekanan, atm	1
Kondisi Operasi	<i>Isothermal</i>
Konstruksi dan Material	
Bahan Kontruksi	<i>Stainless Steel SA 167 Grade 11 Type 316</i>
Diameter (ID) <i>Shell</i> , m	3,2658
Tebal <i>Shell</i> , m	0,2500
Tinggi <i>Shell</i> , m	4,8987
Jenis Head	<i>Torispherical Flanged & Dishead Head</i>
Pengaduk	
Tipe Pengaduk	<i>Turbin 6 blade disk standar</i>
Diameter Pengaduk (ID), m	1,0886
Kecepatan Pengaduk, rpm	84
Power Pengaduk, Hp	2
Jumlah <i>Buffle</i>	4 Buah
Lebar <i>Buffle</i> , m	0,1851

Reaktor-01 dan Reaktor-02	
Spesifikasi Umum	
Jaket Pendingin	
Bahan Jacket	<i>Stainless Steel</i>
Diameter dalam Jacket, m	3,085
Diameter luar Jacket, m	3,339
Tinggi Jacket, m	3,073
Tebal Jacket, m	0,4375
Beban Pendingin, kJ/jam	612021,50
Jumlah	2 Unit
Harga, Rp	1.856.304.980,94

2. Menara Distilasi

Tabel 3.2 Spesifikasi Menara Distilasi

Menara Distilasi-01	
Spesifikasi Umum	
Fungsi	Memisahkan butil asetat sebagai produk utama untuk disimpan pada tangki penyimpanan
Kondisi Operasi Umpan Menara	
- Tekanan	1 atm
- Suhu	115,0°C
Kondisi Operasi Puncak Menara	
- Tekanan	1 atm
- Suhu	115,3°C
Kondisi Operasi Dasar Menara	

Menara Distilasi-01	
Spesifikasi Umum	
- Tekanan	1 atm
- Suhu	125,6°C
Plate	
- Jenis	Seive Tray
- Total	72 Buah
- Panjang Weir	2,891 m
- Diameter Hole	0,005 m
- Tebal	0,003 m
- Jumlah Lubang	11.522 Buah
Diameter Menara	
- Tinggi Menara	12,588 m
- Diameter	1,947 m
- Tebal Shell	0,011 m
Diameter Head	
- Tebal Head	0,375 in
- Tinggi Head	0,759 m
Ukuran Pipa Pemasukan Umpan	
- ID	2,469 in
- OD	2,88 in
Ukuran Pipa Pengeluaran Uap Puncak	
- ID	23,25 in
- OD	24 in
Ukuran Pipa Pengeluaran Reflux Menara	
- ID	1,939 in
- OD	2,38 in

Menara Distilasi-01	
Spesifikasi Umum	
Ukuran Pipa Pengeluaran Dasar Menara	
- ID	1,5 in
- OD	1,9 in
Ukuran Pipa Pengeluaran Vapor Reboiler	
- ID	23,25 in
- OD	24 in
Jumlah	1 Unit
Harga, Rp	1.243.637.273,73

Tabel 3.2 Spesifikasi Menara Distilasi (Lanjutan)

Menara Distilasi-02	
Spesifikasi Umum	
Fungsi	Memisahkan butanol untuk disimpan pada tangki penyimpanan
Kondisi Operasi Umpan Menara	
- Tekanan	1 atm
- Suhu	113,6°C
Kondisi Operasi Puncak Menara	
- Tekanan	1 atm
- Suhu	102,0°C
Kondisi Operasi Dasar Menara	
- Tekanan	1 atm
- Suhu	118,3°C
Plate	
- Jenis	Seive Tray
- Total	28 Buah

Menara Distilasi-02	
Spesifikasi Umum	
- Panjang Weir	1,047 m
- Diameter Hole	0,005 m
- Tebal	0,003 m
- Jumlah Lubang	5.678 Buah
Diameter Menara	
- Tinggi Menara	6,548 m
- Diameter	1,377 m
- Tebal Shell	0,011 m
Diameter Head	
- Tebal Head	0,375 in
- Tinggi Head	0,278 m
Ukuran Pipa Pemasukan Umpan	
- ID	2,067 in
- OD	2,38 in
Ukuran Pipa Pengeluaran Uap Puncak	
- ID	17,25 in
- OD	18 in
Ukuran Pipa Pengeluaran Reflux Menara	
- ID	0,546 in
- OD	0,84 in
Ukuran Pipa Pengeluaran Dasar Menara	
- ID	1,939 in
- OD	2,38 in
Ukuran Pipa Pengeluaran Vapor Reboiler	
- ID	17,25 in
- OD	18 in

Menara Distilasi-02	
Spesifikasi Umum	
Jumlah	1 Unit
Harga, Rp	1.104.039.286,14

3. Accumulator

Tabel 3.3 Spesifikasi Accumulator

Kode	ACC-01	ACC-02
Fungsi	Menampung sementara hasil atas Menara Distilasi (MD-01) dengan waktu tinggal 10 menit sebelum masuk ke Menara Distilasi (MD-02)	Menampung sementara hasil atas Menara Distilasi (MD-02) dengan waktu tinggal 10 menit sebelum keluar menuju UPL
Jenis	Tangki silinder horizontal	Tangki silinder horizontal
Jenis Bahan	<i>Carbon Steel Grade SA-283 C</i>	<i>Carbon Steel Grade SA-283 C</i>
Kondisi Operasi		
- Tekanan	1 atm	1 atm
- Suhu	113,6°C	30°C
Dimensi Accumulator		
- Kapasitas Tangki	0,1742 m ³	0,0131 m ³
- Diameter Tangki	0,3272 m	0,1382 m ³
- Panjang Tangki	1,9635 m	0,8294 m ³
- Tinggi Tangki	2,1820 m	0,9875 m ³
Waktu Tinggal	10 menit	10 menit
Jumlah	1 Unit	1 Unit
Harga, Rp	242.981.263,70	207.470.469,88

4. *Reboiler*

Tabel 3.4 Spesifikasi *Reboiler*

Kode	RB-01	RB-02
Fungsi	Menguapkan cairan hasil bawah Menara Distilasi (MD-01) pada suhu 125,57°C dengan pemanas steam jenuh pada suhu 200°C	Menguapkan cairan hasil bawah Menara Distilasi (MD-02) pada suhu 118,02°C dengan pemanas steam jenuh pada suhu 200°C
Jenis Reboiler	<i>Kettle Reboiler</i>	<i>Kettle Reboiler</i>
Bahan	<i>Stainless Steel SA 167 grade 11 type 316</i>	<i>Stainless Steel SA 167 grade 11 type 316</i>
Beban Panas	33765180,73 Btu/jam	11663486,10 Btu/jam
Luas Transfer Panas	117,922 m ²	37,103 m ²
<i>Shell Side</i>		
- ID	29 in	29 in
- Pass	1	1
<i>Tube Side</i>		
- ID	1,25 in	1,25 in
- OD	1,15 in	1,15 in
- Pass	2	2
Koefisien Perpindahan Panas		
- UC	600 Btu/hr.ft ² .°F	600 Btu/hr.ft ² .°F
- UD	200 Btu/hr.ft ² .°F	200 Btu/hr.ft ² .°F
Faktor Kekotoran		
- Rd min	0,0033	0,0033
Jumlah	1 unit	1 unit
Harga, Rp	396.972.515,13	378.855.897,32

5. *Condensor*

Tabel 3.5 Spesifikasi *Condensor*

Kode	CD-01	CD-02
Fungsi	Mengembunkan uap hasil atas Menara Distilasi (MD-01)	Mengembunkan uap hasil atas Menara Distilasi (MD-02)
Jenis	<i>Shell and Tube Exchanger</i>	<i>Shell and Tube Exchanger</i>
Bahan	<i>Stainless Steel SA 167 grade 11 type 316</i>	<i>Stainless Steel SA 167 grade 11 type 316</i>
Beban Panas	33658378,21 Btu/jam	11590669,19 Btu/jam
Luas Transfer Panas	170,547 m ²	188,432 m ²
<i>Shell Side</i>	Fluida Panas : Uap dari MD-01	Fluida Panas : Uap dari MD-02
- ID	35 in	35 in
- Pass	1	1
<i>Tube Side</i>	Fluida Dingin : Air	Fluida Dingin : Air
- ID	1,15 in	1,15 in
- OD	1.25 in	1.25 in
- Pass	4	4
Koefisien Perpindahan Panas		
- UC	314,529 Btu/hr.ft ² .°F	278,787 Btu/hr.ft ² .°F
- UD	150,327 Btu/hr.ft ² .°F	150,164 Btu/hr.ft ² .°F
Faktor Kekotoran	0,0037	0,0033
Jumlah	1 Unit	1 Unit
Harga, Rp	355.219.083,07	341.881.695,72

6. Tangki Penyimpanan Bahan baku dan Produk

Tabel 3.6 Spesifikasi Tangki Penyimpanan Bahan baku dan Produk

Kode	T-01	T-02	T-03
Fungsi	Menyimpan bahan baku Butanol untuk kebutuhan selama 7 hari dengan kapasitas	Menyimpan bahan baku Asam Asetat untuk kebutuhan selama 7 hari	Menyimpan Produk Butil Asetat dari keluaran distilat Menara Distilasi (MD-01) untuk kebutuhan selama 7 hari
Kapasitas	2472650 kg	399765 kg	742424 kg
Tipe	Tangki silinder tegak dengan <i>flat bottomed</i> dan atap <i>Thorispericall Roof</i>	Tangki silinder tegak dengan <i>flat bottomed</i> dan atap <i>Thorispericall Roof</i>	Tangki silinder tegak dengan <i>flat bottomed</i> dan atap <i>Thorispericall Roof</i>
Bahan Kontruksi	<i>Stainless Steel SA 167 Grade 11 Type 316</i>	<i>Stainless Steel SA 167 Grade 11 Type 316</i>	<i>Stainless Steel SA 167 Grade 11 Type 316</i>
Tekanan	1 atm	1 atm	1 atm
Temperatur	30°C	30°C	30°C
Diameter Tangki	18,29 m	9,14 m	12,19 m
Tinggi Tangki	9,144 m	5,486 m	7,3152 m
Tipe	<i>Torispherical</i>	<i>Torispherical</i>	<i>Torispherical</i>
Volume Tangki	3714,117 m ³	467,250 m ³	1034,005 m ³
Tebal Shell			
- Course 1	0,0111 m	0,0111 m	0,0111 m
- Course 2	0,0095 m	0,0095 m	0,0095 m
- Course 3	0,0064 m	0,0064 m	0,0064 m
- Course 4	0,0048 m	0,0048 m	0,0048 m
- Course 5	0,0064 m		
Tinggi Head	3,1932 m	1,6352 m	2,154 m
Tebal Head	0,0222 m	0,0127 m	0,0159 m

Kode	T-01	T-02	T-03
Jumlah	1 Unit	1 Unit	1 Unit
Harga, Rp	1.848.710.079,81	688.357.380,42	1.153.684.005,72

Tabel 3.6 Spesifikasi Tangki Penyimpanan Bahan baku dan Produk (Lanjutan)

Kode	T-04
Fungsi	Menyimpan keluaran Butanol dari keluaran Menara Distilasi (MD-02) selama 7 hari dengan kapasitas
Kapasitas	1963354 kg
Tipe	Tangki silinder tegak dengan <i>flat bottomed</i> dan atap <i>Thorisphericall Roof</i>
Bahan Kontruksi	<i>Stainless Steel SA 167 Grade 11 Type 316</i>
Tekanan	1 atm
Temperatur	30°C
Diameter Tangki	16,46 m
Tinggi Tangki	9,1440 m
Volume Tangki	2942,153 m ³
Tebal Shell	
- <i>Course 1</i>	0,0159 m
- <i>Course 2</i>	0,0111 m
- <i>Course 3</i>	0,0095 m
- <i>Course 4</i>	0,0095 m
- <i>Course 5</i>	0,0064 m

Kode	T-04
- Course 6	0,0048 m
Tinggi <i>Head</i>	2,882 m
Tebal <i>Head</i>	0,022 m
Jumlah	1 Unit
Harga, Rp	1.665.321.003,76

7. Pompa

Tabel 3.7 Spesifikas Pompa

Kode	P-01	P-02
Fungsi	Memompa bahan baku butanol (C ₄ H ₉ OH) dari tangki penyimpanan bahan baku (T-01) menuju reaktor (R-01)	Memompa bahan baku asam asetat (CH ₃ COOH) dari tangki penyimpanan bahan baku (T-02) menuju reaktor (R-01)
Jenis	<i>Single Stage Centrifugal Pomp</i>	<i>Single Stage Centrifugal Pomp</i>
Dimensi Pipa		
- IPS	4 in	1,5 in
- <i>Sch Number</i>	40	40
- OD	4,5 in	1,9 in
- ID	4,026 in	1,61 in
Dimensi Daya		
- <i>Friction Head</i>	0,026	0,027
- Efisiensi Motor	82%	80%
- Daya Motor	2,000 Hp	0,333 Hp
Kecepatan Putar	3352,074 rpm	1113,730 rpm

Kode	P-01	P-02
Jumlah	1 Unit	1 Unit
Harga, Rp	83.358.670,93	83.358.670,93

Tabel 3.7 Spesifikas Pompa (lanjutan)

Kode	P-03	P-04	P-05
Fungsi	Memompa campuran keluaran reaktor (R-01) menuju reaktor (R-02)	Memompa campuran keluaran reaktor (R-02) menuju Menara distilasi (MD-01)	Mempompa campuran kelaoran bawah menara distilasi (MD-01) menuju tangki produk (T-03)
Jenis	<i>Single Stage Centrifugal Pomp</i>	<i>Single Stage Centrifugal Pomp</i>	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>
Dimensi Pipa			
- IPS	4 in	4 in	2,5 in
- <i>Sch Number</i>	40	40	40
- OD	4,5 in	4,5 in	2,88 in
- ID	4,026 in	4,026 in	2,469 in
Dimensi Daya			
<i>Friction Head</i>	0,022	0,22	0,019
Efisiensi Motor	84%	84%	80%
Daya Motor	5 Hp	5 Hp	0,5 Hp
Kecepatan Putar	1281,507 rpm	1211,498 rpm	1728,797 rpm
Jumlah	1 Unit	1 Unit	1 Unit
Harga, Rp	83.358.670,93	83.358.670,93	83.358.670,93

Tabel 3.7 Spesifikas Pompa (lanjutan)

Kode	P-06	P-07	P-08
Fungsi	Mempompa campuran keluaran distilat Menara distilasi (MD-01) menuju Menara distilasi (MD-02)	Mempompa campuran keluaran distilat Menara distilasi (MD-02) menuju UPL	Mempompa campuran keluaran bawah Menara distilasi (MD-02) menuju ke Reaktor (R-01)
Jenis	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>
Dimensi Pipa			
- IPS	4 in	1,5 in	4 in
- <i>Sch Number</i>	40	40	40 in
- OD	4,5 in	1,9 in	4,5 in
- ID	4,026 in	1,61 in	4,026 in
Dimensi Daya			
<i>Friction Head</i>	0,016	0,023	0,0185
Efisiensi Motor	82%	80%	80%
Daya Motor	2 Hp	0,333 Hp	1,5 Hp
Kecepatan Putar	2183,944 rpm	10043,421 rpm	2532,547 rpm
Jumlah	1 Unit	1 Unit	1 Unit
Harga, Rp	83.358.670,93	83.358.670,93	83.358.670,93

8. Heat Exchanger

Tabel 3.8 Spesifikasi *Heat Exchanger*

Kode	HE-01	HE-02	HE-03
Fungsi	Menaikan suhu umpan Butanol dari 30°C menjadi 95°C dari tangki penyimpanan (T-01) menuju Reaktor (R-01)	Menaikan suhu umpan asam asetat dari 30°C menjadi 95°C dari tangkai penyimpanan (T-02) menuju Reaktor (R-01)	Menaikan suhu campuran keluaran reactor (R-02) dari 95°C menjadi 115,0°C menuju Menara Distilasi (MD-01)
Jenis	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>
Baham	<i>Stainless Steel SA-167 type 316</i>	<i>Stainless Steel SA-167 type 316</i>	<i>Stainless Steel SA-167 type 316</i>
Jumlah Hairpin	18 Buah	3 Buah	3 Buah
<i>Annulus</i>			
- IPS	2 in	2 in	3 in
- OD	2,380 in	2,380 in	3,5 in
- ID	2,067 in	2,067 in	3,068 in
- <i>Surface Area</i>	0,622 ft ² /ft	0,622 ft ² /ft	0,917 ft ² /ft
- Panjang	15 ft	15 ft	20 ft
<i>Inner Pipe</i>			
- IPS	1,25 in	1,25 in	2 in
- OD	1,66 in	1,66 in	2,38 in
- ID	1,38 in	1,38 in	2,067 in
- <i>Surface Area</i>	0,435 ft ² /ft	0,435 ft ² /ft	0,622 ft ² /ft
- Panjang	15 ft	15 ft	20 ft
Jumlah	1 Unit	1 Unit	1 Unit
Harga, Rp	24.081.393,83	22.228.978,92	27.786.223,64

9. Cooler

Tabel 3.9 Spesifikasi Cooler

Kode	CL-01	CL-03	CL-02	
Fungsi	Menurunkan suhu hasil bawah Menara Distilasi (MD-01) dari 125,26°C menjadi 30°C sebelum dialirkan menuju tangka produk (T-03)	Menurunkan suhu hasil bawah Menara Distilasi (MD-01) dari 103,°C menjadi 30°C sebelum dialirkan menuju UPL	Menurunkan suhu hasil bawah Menara Distilasi (MD-01) dari 118,0°C menjadi 95°C sebelum dialirkan menuju ke Reaktor (R-01)	
Jenis	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>	
Bahan	<i>Stainless Steel SA-167 type 316</i>	<i>Stainless Steel SA-167 type 316</i>	<i>Stainless Steel SA-167 type 316</i>	
Jumlah Hairpin	9 Buah	3 Buah	<i>Shell</i>	
<i>Annulus</i>			- ID	17 in
- IPS	4 in	4 in	- Pass	1 in
- OD	4,5 in	4,5 in	- Panjang	12 ft
- ID	4,026 in	4,026 in	<i>Tube</i>	
- <i>Surface Area</i>	1,178 ft ² /ft	1,178 ft ² /ft	- Jumlah Tube	146 Buah
- Panjang	15 ft	15 ft	- Pass	2
<i>Inner Pipe</i>			- OD	0,75 in
- IPS	3 in	3	- Pt	1 Triamgular
- OD	3,5 in	3,5	- BWG	12
- ID	3,068 in	3,068	UC	196,789 Btu/hr.ft ² .F
- <i>Surface Area</i>	0,917 ft ² /ft	0,917 ft ² /ft	UD	85,628 Btu/hr.ft ² .F
- Panjang	15 ft	15 ft	Rd	0,006
Luas Transfer Panas	156,62 ft ²	58,52 ft ²	Rd min	0,003
Jumlah	1 Unit	1 Unit	1 Unit	
Harga, Rp	46.310.372,74	64.834.521,84	31.491.053,46	

3.5 Neraca Massa

3.5.1. Neraca Massa Total

Tabel 3. 10 Neraca massa total

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
C ₄ H ₁₀ O	14095,15	11309,951
CH ₃ COOH	2285,70	27,428
CH ₃ COOC ₄ H ₉	89,10	4455,095
H ₂ O	90,78	768,257
Total	16560,73	16560,73

3.5.2. Neraca Massa Alat

1. Reaktor

Tabel 3.11 Neraca Massa Reaktor-01

Komponen	Input (kg/jam)			Output (kg/jam)
	Arus 1	Arus 2	Arus 9	Arus 3
C ₄ H ₁₀ O	3199,49		10950,75	11952,69
CH ₃ COOH		2259,36	26,34	548,57
CH ₃ COOC ₄ H ₉			89,10	3447,56
H ₂ O	15,80	4,53	15,37	611,92
Total	3215,29	2263,89	11081,56	16560,731

Tabel 3.12 Neraca Massa Reaktor-02

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
	Arus 3	Arus 4
C ₄ H ₁₀ O	11952,69	11309,95
CH ₃ COOH	548,57	27,43
CH ₃ COOC ₄ H ₉	3447,56	4455,09
H ₂ O	611,92	768,26
Total	16560,73	16560,73

2. Menara Distilasi

Tabel 3.13 Neraca Massa Menara Distilasi-01

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	Arus 4	Arus 5	Arus 6
C ₄ H ₁₀ O	11309,95	11174,23	135,72
CH ₃ COOH	27,43	26,88	0,55
CH ₃ COOC ₄ H ₉	4455,09	89,10	4365,99
H ₂ O	768,26	768,26	0,00
Total	16560,73	12058,47	4502,26
		16560,73	

Tabel 3.14 Neraca Massa Menara Distilasi-02

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	Arus 5	Arus 7	Arus 8
C ₄ H ₁₀ O	11174,23	223,48	10950,75
CH ₃ COOH	26,88	0,54	26,34
CH ₃ COOC ₄ H ₉	89,10		89,10
H ₂ O	768,26	752,89	15,37
Total	12058,47	976,91	11081,56
		12058,47	

3.6. Neraca Panas

1. Reaktor-01

Tabel 3.15 Neraca Panas Reaktor-01

	Qinput (kJ/jam)	Qoutput (kJ/jam)
Input	2705390,297	
Output		2727714,227
reaksi	659380,643	
Pendingin		637056,713
Total	3364770,940	3364770,940

2. Reaktor-02

Tabel 3. 16 Neraca Panas Reaktor-01

	Qinput (kJ/jam)	Qoutput (kJ/jam)
Input	2705390,297	
Output		2727714,227
reaksi	659380,643	
Pendingin		637056,713
Total	3364770,940	3364770,940

3. Menara Distilasi-01

Tabel 3.17 Neraca Panas Menara Distilasi-01

Komponen	Q Input (kJ/jam)	Q Output (kJ/jam)	
	Arus 4	Arus 5	Arus 6
C ₄ H ₁₀ O	2424459,671	2404543,085	4804,813
CH ₃ COOH	24109,069	23716,952	542,054
CH ₃ COOC ₄ H ₉	815838,732	16379,630	900031,797
H ₂ O	284495,351	285535,648	0
P.Kondensor		36328986,399	
P Reboiler	36415637,555		
Total	39964540,379	39964540,379	

4. Menara Distilasi-02

Tabel 3.18 Neraca Panas Menara Distilasi-02

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)	
	Arus 5	Arus 7	Arus 8
C ₄ H ₁₀ O	2354887,630	40673,163	4422,591
CH ₃ COOH	23229,539	401,435	23971,049
CH ₃ COOC ₄ H ₉	16039,552	0	16898,653
H ₂ O	279902,788	238361,267	5882,236
P.Kondensor		9210304,281	
P Reboiler	6866855,166		
Total	9540914,676	9540914,676	

5. Heater-01

Tabel 3.19 Neraca Panas Heataer-01

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
C ₄ H ₁₀ O	158784,906	2299240,249
H ₂ O	1543,374	21527,991
Q pemanas	2160439,960	
Total	2320768,240	2320768,240

6. Heater-02

Tabel 3.20 Neraca Panas Heater-02

Komponen	<i>Input</i> (kJ/jam)	<i>Output</i> (kJ/jam)
CH ₃ COOH	25532,018	370712,238
H ₂ O	99,810	1392,213
Q pemanas	346472,622	
Total	372104,451	372104,451

7. Heater-03

Tabel 3.21 Neracam Panas Heataer-03

Komponen	<i>Input</i> (kJ/jam)	<i>Output</i> (kJ/jam)
C ₄ H ₁₀ O	1862384,602	2424532,021
CH ₃ COOH	18535,612	24109,785
CH ₃ COOC ₄ H ₉	625880,294	815863,212
H ₂ O	220913,719	284503,456
Q pemanas	821294,247	
Total	3549008,473	3549008,473

8. Cooler-01

Tabel 3.22 Neraca Panas Cooler-01

Komponen	<i>Input</i> (kJ/jam)	<i>Output</i> (kJ/jam)
C ₄ H ₁₀ O	32728,756	1543,389
CH ₃ COOH	542,054	25,532
CH ₃ COOC ₄ H ₉	900031,796	42162,600
Q pendingin		889571,085
Total	933302,607	933302,607

9. Cooler-02

Tabel 3.23 Neraca Panas Cooler-02

Komponen	masuk (kJ/jam)	keluar(kJ/jam)
masuk	2478343,131	
keluar		126988,2623
air pendingin		2351354,869
Total	2478343,131	2478343,131

10. Cooler-03

Tabel 3.24 Neraca Panas Cooler-03

Komponen	<i>Input</i> (kJ/jam)	<i>Output</i> (kJ/jam)
C ₄ H ₁₀ O	40673,445	2541,448
CH ₃ COOH	401,438	25,021
CH ₃ COOC ₄ H ₉	0,000	0,000
H ₂ O	238362,851	15520,881
Q pendingin		261350,384
Total	279437,734	279437,734

BAB IV

PERANCANGAN PABRIK

Tata letak peralatan dan fasilitas merupakan salah satu bagian terpenting untuk memperkirakan biaya secara akurat sebelum mendirikan pabrik dalam suatu perancangan pabrik yang meliputi fasilitas bangunan, jenis dan jumlah peralatan, desain sarana pemipaan dan kelistrikan. Hal ini akan memberikan informasi yang dapat diandalkan terhadap biaya bangunan dan tanah sehingga dapat diperoleh perhitungan biaya lebih terperinci dan spesifik sebelum mendirikan suatu pabrik.

4.1 Lokasi Pabrik

Pemilihan dan penentuan letak suatu pabrik sangat penting dalam perencanaan pabrik dan akan mempengaruhi kemajuan serta kelangsungan suatu industri. Hal tersebut menyangkut faktor produksi dan besarnya keuntungan yang dihasilkan serta perluasan di masa yang akan datang. Ada beberapa faktor yang perlu diperhatikan dalam menentukan lokasi pabrik secara tepat karena akan memberikan dampak yang signifikan dalam segi teknis maupun segi ekonomis. Faktor utama adalah pabrik tidak hanya dibangun dengan production cost dan operating cost yang minimum, tetapi tersedianya ruang untuk perluasan pabrik juga menjadi hal yang harus dipertimbangkan.

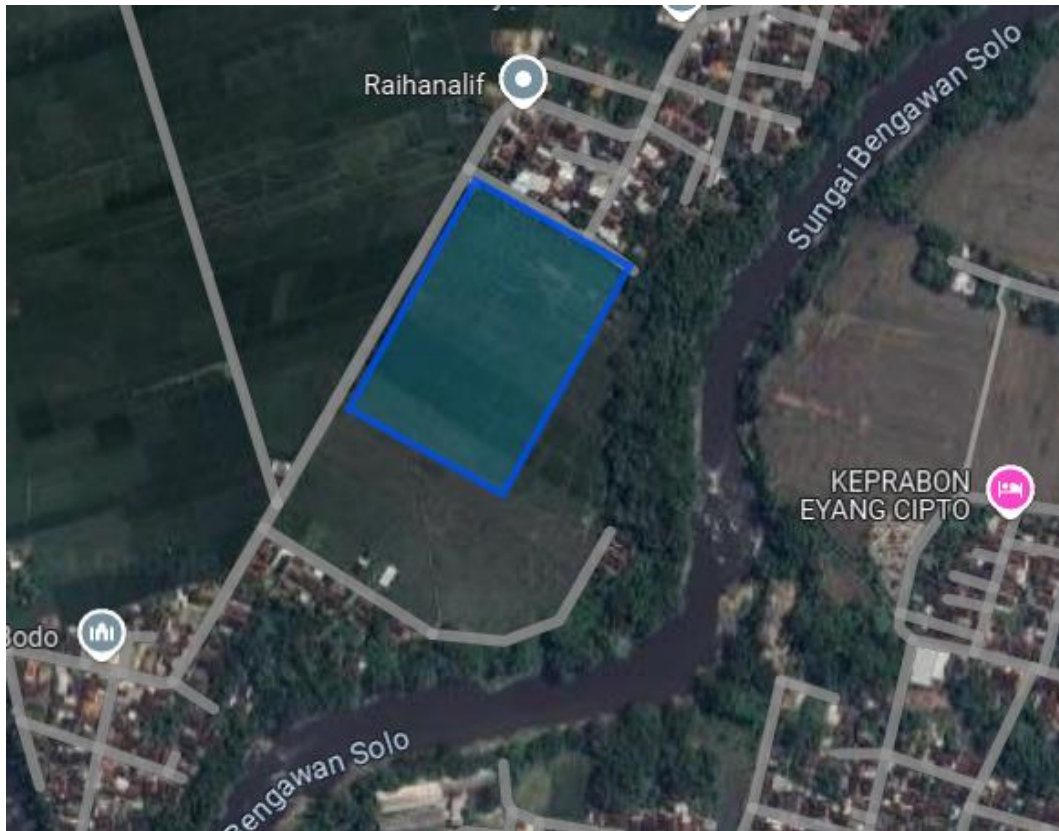
Lokasi pabrik harus menjamin biaya transportasi dan produksi yang seminimal mungkin, disamping beberapa faktor lain yang harus diperhatikan diantaranya adalah pengadaan bahan baku, utilitas, dan faktor penunjang lain-lain. Oleh karena itu pemilihan dan penentuan lokasi pabrik yang tepat merupakan salah satu faktor yang sangat penting dalam suatu perencanaan pabrik. Ada dua jenis faktor yang dapat mempengaruhi penentuan lokasi pabrik yaitu faktor primer dan faktor sekunder.

4.1.1. Faktor Primer Penentuan Lokasi Pabrik

Faktor primer merupakan faktor yang secara langsung dapat mempengaruhi proses produksi dan distribusi. Faktor primer yang berpengaruh secara langsung dalam pemilihan lokasi pabrik meliputi :

1. Ketersediaan bahan baku
2. Sarana utilitas yang memadai
3. Transportasi dan distribusi lancar
4. Pemasaran yang potensial
5. Penyediaan tenaga kerja (SDM)
6. Keadaan iklim yang stabil

Dengan memperhatikan faktor-faktor yang dipertimbangkan di atas, maka lokasi yang cukup potensial dan memenuhi syarat untuk lokasi pendirian pabrik Butil Asetat direncanakan akan berdiri Gondangrejo, Karanganyar, Jawa Tengah.



Gambar 4.1 Satelit Pembangunan Pabrik

Daerah tersebut dipilih sebagai lokasi terbaik untuk mendirikan pabrik Butil Asetat, hal ini dipertimbangkan karena beberapa hal berikut:

1. Ketersediaan dan kedekatan dengan bahan baku

Lokasi yang dipilih berdekatan dengan industri bahan baku dan pelabuhan dikarenakan bahan baku Butil Asetat berasal dari PT. Petro Oxo Nusantara, Gresik; Asam Asetat diperoleh dari PT. Indo Acidatama Tbk, Surakarta; dan Amberlyst 15 yang diimpor dari Jinan Boss Chemical Industry Co., Ltd, China, hal

ini dikarenakan tidak adanya produsen dari Indonesia yang memproduksi Amberlyst 15.

2. Sarana Utilitas yang Memadai

Lokasi ini mempunyai sarana utilitas yang memadai karena terletak berdekatan dengan Sungai Bengawan Solo.

3. Transportasi dan Distribusi yang lancar

Transportasi merupakan hal yang sangat penting, baik digunakan untuk pengadaan bahan baku maupun pendistribusian produk. Daerah Semarang, Jawa Tengah, tersedia sarana transportasi darat (jalan raya, jalur toll, maupun jalur kereta) serta transportasi laut dengan adanya Pelabuhan Tanjung Emas Semarang untuk sarana ekspor impor terutama impor bahan baku dari butil asetat.

4. Pemasaran Produk

Lokasi pabrik diusahakan cukup dekat dengan lokasi pemasaran atau tersedianya sarana transportasi yang cukup mudah untuk pendistribusian produk ke konsumen. Karena produk pabrik sebagian besar digunakan dalam industri, maka pemilihan lokasi pada Jl. Pulau Tirang Tampak, Tugurejo, Kec. Tugu, Kota Semarang, Jawa Tengah sudah tepat, hal ini dikarenakan lokasi pabrik diatas dekat dengan Kawasan Industri Wijayakusuma Semarang. Hal ini memungkinkan untuk

mempermudah pendistribusian produk serta memperkecil jarak antara pabrik butil asetat dengan pabrik-pabrik yang membutuhkannya. Produk butil asetat yang dihasilkan sebagian besar akan dipasarkan di dalam negeri.

5. Penyediaan Tenaga Kerja (SDM)

Sebagai kawasan industri, daerah ini merupakan salah satu tujuan para pencari kerja. Tenaga kerja yang dibutuhkan mudah untuk didapatkan, baik tenaga berpendidikan tinggi, menengah maupun tenaga terampil yang siap pakai, karena dari tahun ke tahun tenaga kerja semakin meningkat.

6. Keadaan Iklim yang Stabil

Daerah Cilegon, Banten merupakan suatu daerah yang terletak di daerah kawasan industri dan cukup dekat dengan pesisir pantai yang memiliki daerah alam yang sangat menunjang. Daerah Cilegon dan sekitarnya telah direncanakan oleh pemerintah sebagai salah satu pusat pengembangan wilayah produksi industri. Temperatur udara normal daerah tersebut sekitar 25-30°C, sehingga kemungkinan operasi pabrik dapat berjalan dengan lancar.

4.1.2. Faktor Sekunder Penentuan Lokasi Pabrik

Faktor sekunder merupakan faktor yang secara tidak langsung berperan dalam proses operasional pabrik. Akan tetapi

berpengaruh dalam kelancaran proses operasional dari pabrik itu sendiri.

Faktor-faktor sekunder meliputi :

1. Perluasan Area Unit

Pendirian pabrik harus mempertimbangkan rencana perluasan pabrik tersebut dalam jangka waktu 10 atau 20 tahun ke depan, karena apabila suatu saat nanti akan memperluas area pabrik tidak kesulitan dalam mencari lahan perluasan. Di sekitar lokasi yang dipilih masih cukup lumayan luas tanah-tanah kosong sehingga di prediksi dalam waktu 10-20 tahun kedepan masih tersedia lahan apabila terdapat perluasan area pabrik.

2. Lingkungan Masyarakat Sekitar

Sikap masyarakat sekitar cukup terbuka dan mendukung dengan berdirinya pabrik baru. Hal ini disebabkan akan tersedianya lapangan pekerjaan bagi mereka, sehingga terjadi peningkatan kesejahteraan masyarakat setelah pabrik-pabrik didirikan. Selain itu pendirian pabrik ini tidak akan mengganggu keselamatan dan keamanan masyarakat di sekitarnya karena dampak sudah dipertimbangkan sebelum pabrik berdiri.

3. Biaya Perizinan Tanah

Sesuai dengan kebijakan pemerintah tentang kebijakan pengembangan industri, daerah Karanganyar telah dijadikan sebagai daerah kawasan industri. Sehingga memudahkan

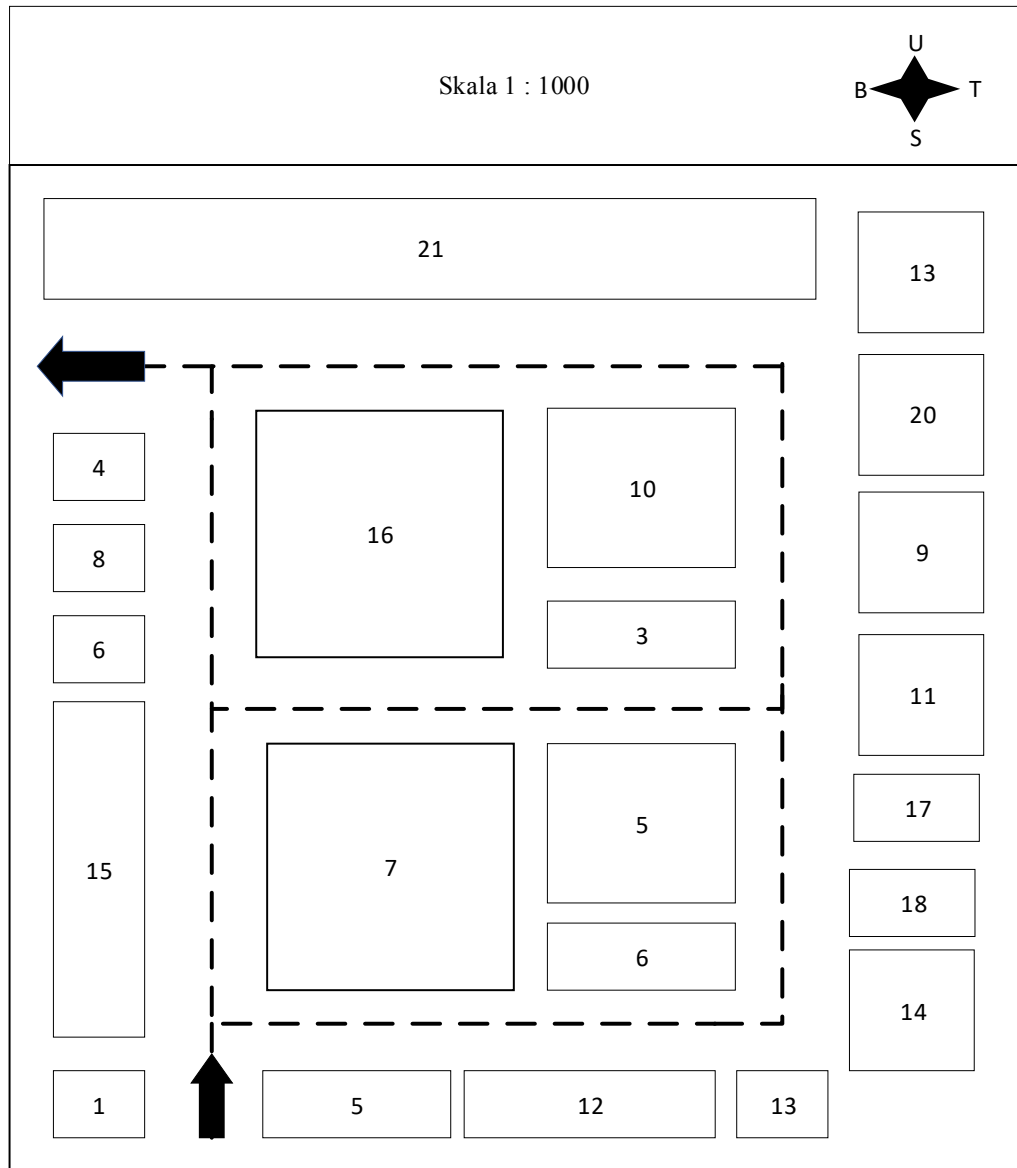
perijinan dalam pendirian pabrik. Adapun faktor-faktor lain meliputi :

- Segi keamanan terpenuhi
- Tanah yang tersedia untuk lokasi pabrik masih cukup luas dalam harga yang terjangkau
- Pengoprasian, pengontrolan, pengangkutan, pemindahan maupun perbaikan semua peralatan proses dapat dilakukan dengan mudah dan aman.

4.2. Tata Letak Pabrik

Tata letak pabrik adalah bagian penting untuk mendapatkan keselamatan dan efisiensi, sehingga bagian-bagian pabrik yang meliputi kantor, area proses dan penyimpanan bahan harus diperhatikan letaknya.

Berikut Gambar 4.2 yang merupakan layout tata letak pabrik:



Gambar 4.2 Layout Pabrik Butil Asetat

Adapun perincian luas tanah sebagai bangunan pabrik dapat dilihat pada tabel berikut :

Tabel 4.1 Perincian Luas Tanah dan Bangunan Pabrik

No.	Lokasi	Luas (m²)
1	Pos Satpam	16
2	Parkir Tamu	40
3	Pos Jaga	16
4	Taman	90
5	Parkir Karyawan	120
6	Kantin	70
7	Kantor Pusat	200
8	Perpustakaan	72
9	Power Station	64
10	Utilitas	200
11	Bengkel	108
12	Klinik	36
13	Ruang K3	36
14	Masjid	80
15	Mess Karyawan	490
16	Ruang Proses	300
17	Control Room	60
18	Laboratorium	64
19	Pengolahan Limbah	120
20	Gudang	209
21	Perluasan Pabrik	1242

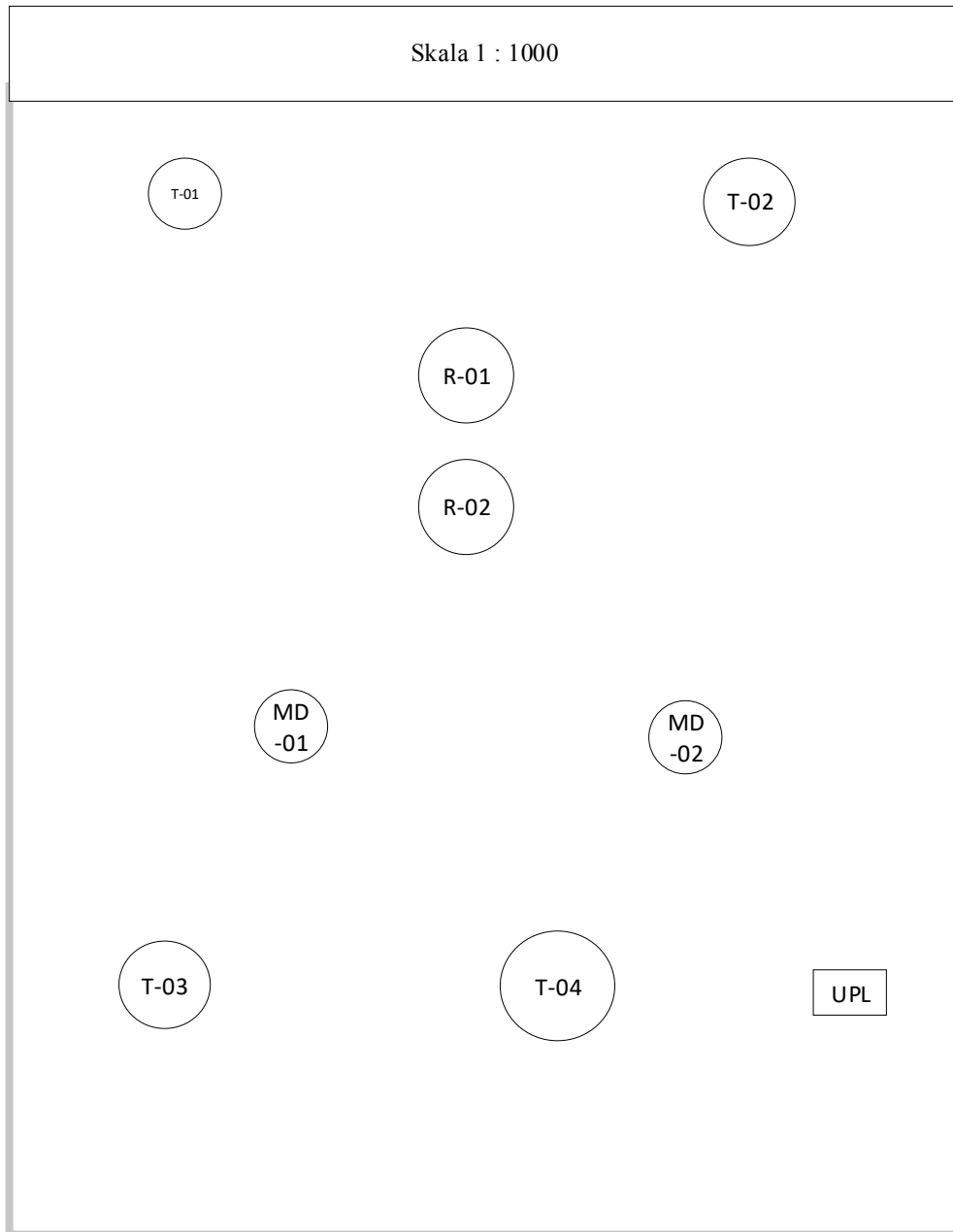
No.	Lokasi	Luas (m ²)
	Luas Bangunan	2141
	Luas Tanah	7995

4.3 Tata Letak Alat Proses

Tata letak alat-alat proses diusahakan selesai dengan urutan kerja dan fungsi masing-masing alat. Dalam perancangan layout peralatan proses ada beberapa hal yang perlu diperhatikan :

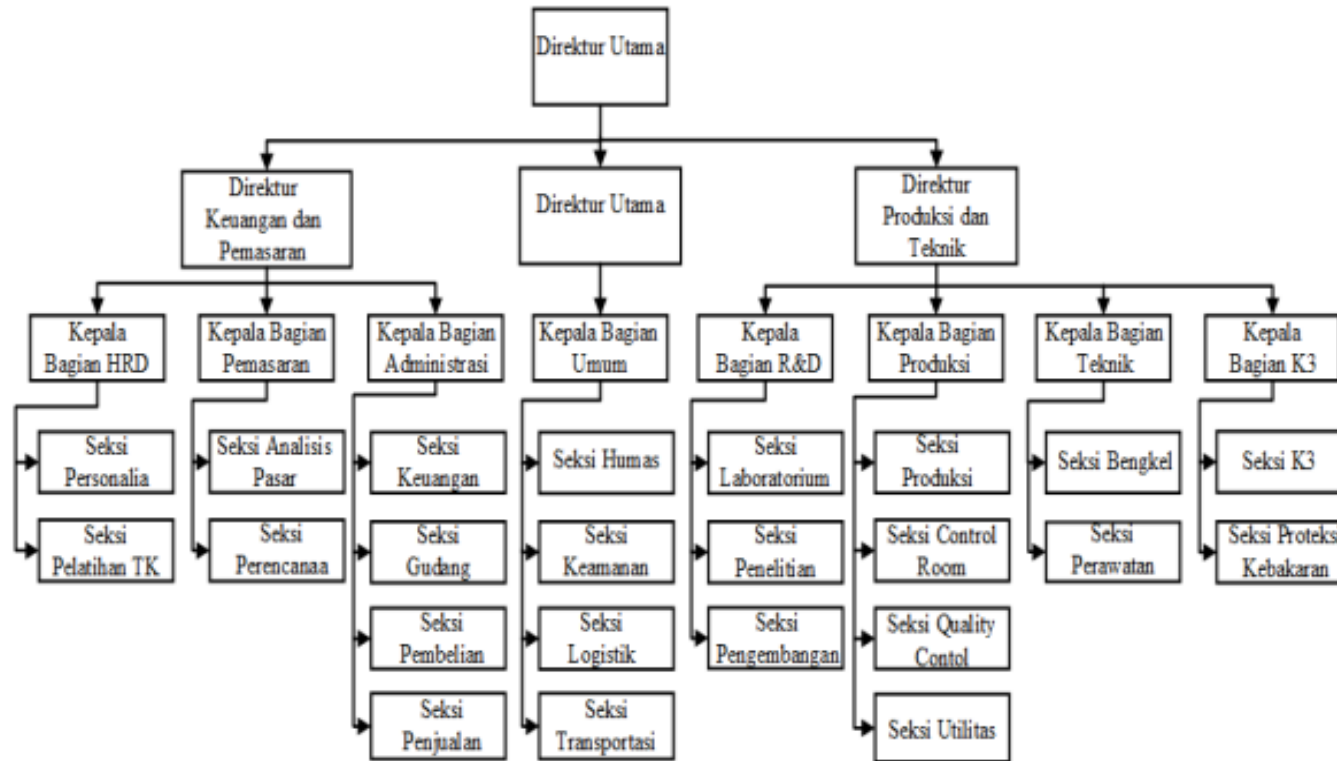
1. Aliran bahan baku dan produk Aliran bahan baku dan produk yang tepat akan memberikan keuntungan nilai ekonomi yang tinggi. Semakin dekat penempatan bahan baku dan produk dengan jalur transportasi, semakin efisien dana yang dikeluarkan.
2. Aliran udara Aliran udara di dalam dan di sekitar area proses diperhatikan supaya lancar.
3. Cahaya Penerangan seluruh pabrik harus memadai, terutama pada tempat-tempat proses yang berbahaya atau beresiko.
4. Tata letak alat proses Penempatan alat-alat proses yang tepat akan mempercepat jalannya proses sehingga menjamin kelancaran proses produksi.
5. Kelancaran lalu lintas Kelancaran lalu lintas barang dan manusia juga berpengaruh terhadap jalannya proses produksi.

6. Tata letak area proses Penempatan alat-alat proses pada pabrik diusahakan agar dapat menekan biaya operasi dan menjamin kemana produksi pabrik sehingga dapat menguntungkan dari segi ekonomi.
7. Jarak antar alat proses Untuk alat produksi yang mudah meledak atau terbakar letaknya dijauhkan dari peralatan yang lain, sehingga apabila terjadi ledakan atau kebakaran tidak membahayakan peralatan lain.



Gambar 4.3 Tata Letak Alat Proses

4.4 Organisasi Perusahaan



Gambar 4.4 Struktur Organisasi Pabrik

4.4.1 Struktur Perusahaan

Bentuk perusahaan yang dipilih adalah Perseroan Terbatas (PT) yang berbentuk badan hukum. Badan hukum ini disebut perseroan sebab modal terdiri dari penjualan saham dan bank. Perseroan terbatas harus didirikan memakai akte autentik. Bentuk perusahaan ini dipimpin oleh direksi yang terdiri dari seorang direktur utama dan dibantu oleh direktur lainnya. Direktur dipilih oleh rapat umum anggota, yang dipilih menjadi direktur tidak selalu orang yang memiliki saham, dapat juga orang lain. Pekerjaan direksi sehari-hari diawasi oleh rapat umum para pemilik saham. Untuk memperlancar koordinasi perusahaan, perlu dibuat struktur organisasi perusahaan sehingga pembagaaian tugas dan wewenang pada masing- masing karyawan dapat berjalan dengan baik. Dengan berbentuk perseroan terbatas, kekuasaan tertinggi ditangan Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS) yang memiliki hak untuk menunjuk dewan direksi sebagai penanggung jawab kegiatan perusahaan sehari-hari. Adapun dasar- dasar pertimbangan pemilihan perusahaan perseroan terbatas adalah sebagai berikut:

1. Kontinuitas perusahaan sebagai badan hukum lebih terjamin sebab tidak tergantung pada pemegang saham, di mana pemegang saham dapat berganti-ganti.
2. Pemegang saham mempunyai tanggung jawab yang terbatas terhadap adanya hutang-hutang perusahaan, sehingga resiko pemegang saham hanyaterbatas sampai modal yang disetorkan.

3. Dapat memperluas lapangan usaha, karena lebih mudah memperoleh tambahan modal dengan menjual saham-saham baru.
4. Mudah memindahkan hak pemilik dengan menjual saham kepada orang lain.
5. Manajemen dan sosialisasi yang lebih memungkinkan pengelolaan sumber modal secara efisien.
6. Pemegang saham melalui rapat umum pemegang saham dapat memilih direktur yang cakap dan berkualitas untuk menjalankan perusahaan.

Tugas, wewenang, dan tanggung jawab masing – masing jabatan adalah sebagai berikut:

1. Dewan Direksi

a. Direktur Umum

Tugas : Melaksanakan fungsi pimpinan dan penanggung jawab tertinggi perusahaan, memimpin semua kegiatan pabrik secara keseluruhan, menentukan dan menerapkan system kerja dan arah kebijaksanaan perusahaan serta bertanggung jawab terhadap kelangsungan pabrik.

Pendidikan : Sarjana Teknik Kimia (S1)

Jumlah : 1 Orang

b. Direktur Produksi dan Teknik

Tugas : Bertanggungjawab terhadap kebijaksanaan perusahaan dalam bidang produksi dan bidang teknologi yang secara langsung mendukung proses produksi secara kualitas dan kuantitas.

Pendidikan : Sarjana Ekonomi/Ekonomi/Hukum (S1)

Jumlah : 1 Orang

c. Direktur Umum

Tugas : Bertanggungjawab terhadap kebijaksanaan perusahaan dalam bidang hubungan masyarakat, keamanan, transportasi, dan logistik.

Pendidikan : Sarjana Teknik Kimia/Teknik Mesin/Teknik Elektro (S1)

Jumlah : 1 Orang

d. Direktur Keuangan dan Pemasaran

Tugas : Bertanggungjawab terhadap kebijaksanaan perusahaan dalam bidang perencanaan dan pengelolaan lalu lintas keuangan, pemasaran, dan auditing.

Pendidikan : Sarjana Ekonomi/Akuntansi/Manajemen (S1)

Jumlah : 1 Orang

2. Kepala Bagian

a. Kepala Bagian Umum

Tugas : Bertugas dan bertanggungjawab terhadap kelangsungan kebijakan yang berhubungan dengan hubungan masyarakat, keamanan, transportasi, dan logistik.

Jumlah : 1 Orang

Membawahi : 1 orang kepala seksi hubungan masyarakat
1 orang kepala seksi keamanan
1 orang kepala seksi transportasi
1 orang kepala seksi logistic

b. Kepala Administrasi

Tugas : Bertugas dan bertanggungjawab terhadap kelangsungan segala administrasi, keuangan, pembelian, dan penjualan.

Jumlah : 1 orang

Membawahi : 1 orang kepala seksi keuangan,
1 orang kepala seksi gudang
1 orang kepala seksi pembelian
1 orang kepala seksi penjualan

c. Kepala Bagian Pemasaran

Tugas : Bertugas dan bertanggungjawab terhadap kelangsungan segala Analisa pasar dan perencanaan.

Jumlah : 1 orang

Membawahi : 1 orang kepala seksi analisa pasar
1 orang kepala seksi perencanaan

d. Kepala Bagian HRD

Tugas : Bertugas dan bertanggungjawab terhadap kelangsungan segala recruitment pegawai, personalia, dan pelatihan TK

Jumlah : 1 orang

Membawahi : 1 orang kepala seksi personalia
1 orang kepala seksi pelatihan TK

e. Kepala Bagian R&D

Tugas : Bertugas dan bertanggungjawab terhadap kelangsungan segala penelitian, laboratorium, beserta pengembangan.

Jumlah : 1 orang

Membawahi : 1 orang kepala seksi laboratorium
1 orang kepala seksi penelitian
1 orang kepala seksi pengembangan

f. Kepala Bagian Produksi

Tugas : Bertugas dan bertanggungjawab terhadap kelangsungan segala proses produksi, ruang control, quality control, beserta kebutuhan utilitas.

Jumlah : 1 orang

Membawahi : 1 orang kepala seksi produksi
1 orang kepala seksi ruang control
1 orang kepala seksi quality control
1 orang kepala seksi Utilitas

g. Kepala Bagian Teknik

Tugas : Bertugas dan bertanggungjawab terhadap kelangsungan segala keteknikan seperti benkel dan perawatan.

Jumlah : 1 orang

Membawahi : 1 orang kepala seksi bengkel
1 orang kepala seksi perawatan

h. Kepala Bagian K3

Tugas : Bertugas dan bertanggungjawab terhadap kelangsungan segala K3 dan proteksi kebakaran.

Jumlah : 1 orang

Membawahi : 1 orang kepala seksi K3

1 orang kepala seksi proteksi kebakaran

Jumlah tenaga kerja disesuaikan dengan kebutuhan agar pekerjaan dapat diselesaikan secara efektif.

Tabel 4.2 Jumlah Tenaga Kerja dan Sistem Penggajian

No.	Jabatan	Jumlah	Gaji/Bulan (Rp)	Jumlah (Rp)
1	Komisaris	1	60.000.000	60.000.000
2	Direktur Utama	1	50.000.000	50.000.000
3	Direktur	2	40.000.000	80.000.000
4	Ketua Divisi	7	30.000.000	210.000.000
5	Kepala Bagian	14	20.000.000	280.000.000
6	Sekretaris Manager	1	10.000.000	10.000.000
Karyawan Shift				
7	Proses			
	Ketua Regu shift	4	18.000.000	72.000.000
	anggota shift	20	10.000.000	200.000.000
8	Utilitas			
	Ketua Regu shift	3	18.000.000	54.000.000
	anggota shift	9	10.000.000	90.000.000
9	Keamanan			
	Ketua Regu shift	2	10.000.000	20.000.000

No.	Jabatan	Jumlah	Gaji/Bulan (Rp)	Jumlah (Rp)
	anggota shift	10	8.000.000	80.000.000
10	Instrument			
	Ketua Regu shift	4	18.000.000	72.000.000
	anggota shift	4	8.000.000	32.000.000
11	Quality Control	6	10.000.000	60.000.000
12	K3	4	12.000.000	48.000.000
13	Gudang	4	10.000.000	40.000.000
Karyawan Non Shift				
14	Litbang	12	18.000.000	216.000.000
15	Pemeliharaan	4	10.000.000	40.000.000
16	Pemasaran	5	18.000.000	90.000.000
17	Pembelian	7	18.000.000	126.000.000
18	Keuangan	8	18.000.000	144.000.000
19	Kepegawaian	8	18.000.000	144.000.000
20	Humas	4	18.000.000	72.000.000
21	Administrasi	5	12.000.000	60.000.000
22	Petugas Kebersihan	10	6.500.000	65.000.000
23	Dokter	2	12.500.000	25.000.000
24	Perawat	4	8.000.000	32.000.000
25	Supir	5	7.000.000	35.000.000

No.	Jabatan	Jumlah	Gaji/Bulan (Rp)	Jumlah (Rp)
	<i>Total</i>	170		2.507.000.000

4.4.2 Jam Kerja Karyawan

Pabrik dari Butil Asetat ini direncanakan akan beroperasi selama 24 jam sehari secara kontinyu. Jumlah hari kerja 330 hari selama setahun, sisa hari yang lain digunakan untuk perawatan dan perbaikan. Berdasarkan jam kerjanya, karyawan perusahaan digolongkan menjadi 2, yaitu:

1. Karyawan *Non-Shift*

Karyawan non shift merupakan karyawan yang tidak langsung menangani proses produksi. Yang termasuk kelompok ini adalah direktur, manager, kepala bagian dan semua karyawan bagian umum. Karyawan non – shift bekerja 5 hari seminggu dan libur pada hari Sabtu, Minggu dan Hari Besar, dengan jam kerja:

Tabel 4.3 Jadwal Jam Kerja Karyawan *Non-Shift*

Hari	Jam Kerja	Jam Istirahat
Senin – Kamis	08:00-16:00	12:00-13:00
Jumat	07:30-16:00	11:30-13:00

2. Karyawan *Shift*

Karyawan shift merupakan karyawan yang secara langsung menangani dan terlibat dalam proses produksi atau mengatur bagian-bagian tertentu dari pabrik yang mempunyai hubungan dengan masalah keamanan pabrik serta kelancaran produksi. Yang termasuk karyawan shift yaitu operator pada bagian produksi dan utilitas, bagian listrik dan instrumentasi, kepala shift dan satpam. Sistem kerja bagi karyawan produksi diatur menurut pembagian shift dan dilakukan secara bergiliran. Hal ini dilakukan karena tempat-tempat pada proses produksi memerlukan kerja rutin selama 24 jam secara terus menerus. Pembagian shift dilakukan dalam 4 regu, dimana 3 regu mendapat giliran shift sedangkan 1 regu libur. Seluruh karyawan shift mendapat cuti lama 12 hari tiap tahunnya. Adapun jam kerja shift dalam 1 hari diatur dalam 3 shift sebagai berikut :

Tabel 4.4 Jadwal Jam Kerja Karyawan *Shift*

Hari	Jam Kerja	Jam Istirahat
Shift 1	07:00-15:00	11:00-12:00
Shift 2	15:00-23:00	19:00-20:00
Shift 3	23:00-07:00	03:00-04:00

Masing – masing shift dikepalai oleh satu orang kepala shift. Jadwal kerja masing masing regu ditabelkan sebagai berikut :

Kelompok	Hari							
	Senin	Selasa	Rabu	Kamis	Jumat	Sabtu	Minggu	Senin
A	1	1	2	2	3	3	<i>Off</i>	<i>Off</i>
B	2	2	3	3	<i>Off</i>	<i>Off</i>	1	1
C	3	3	<i>Off</i>	<i>Off</i>	1	1	2	2
D	<i>Off</i>	<i>Off</i>	1	1	2	2	3	3

Keterangan :

1, 2 dan 3 : *Shift*

A, B, C dan D : Kelompok Kerja

BAB V

UTILITAS

Unit utilitas merupakan sekumpulan unit proses yang bertugas menyediakan sarana-sarana penunjang proses produksi pada suatu industri.

Fasilitas-fasilitas yang terdapat dalam unit utilitas antara lain :

1. Unit penyediaan dan pengolahan air
2. Unit pembangkit *steam*
3. Unit pembangkit listrik
4. Unit penyedia udara tekan
5. Unit penyedia bahan bakar
6. Unit pengolahan limbah

5.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air

5.1.1 Unit Penyediaan Air

Secara umum kebutuhan air suatu industri dipenuhi menggunakan air sumur, air danau, air sungai, atau air laut sebagai sumbernya. Perancangan pabrik Butil Asetat ini menggunakan Sungai Berung sebagai sumber mendapatkan air karena dekat dengan lokasi pabrik. Untuk menghindari fouling yang terjadi pada alat-alat penukar panas maka perlu diadakan pengolahan air sungai yang dilakukan secara fisis dan kimia. Adapun pertimbangan dalam memilih air sungai sebagai sumber untuk mendapatkan air adalah sebagai berikut :

- Air sungai merupakan sumber air yang kontinuitasnya relative tinggi, sehingga kendala kekurangan air dapat dihindari.
- Pengolahan air sungai relative lebih mudah, sederhana, dan biaya pengolahan relative murah dibandingkan dengan proses pengolahan air laut yang lebih rumit dan biaya pengolahannya lebih besar.

Secara keseluruhan, kebutuhan air pada pabrik ini digunakan untuk keperluan :

a. Air Pendingin

Air pendingin diproduksi oleh menara pendingin (cooling tower). Unit air pendingin ini mengolah air dengan proses pendinginan, untuk dapat digunakan sebagai air dalam proses pendinginan pada alat pertukaran panas (heat exchanger dan condenser parcial) dari alat yang membutuhkan pendinginan.

Hal-hal yang perlu diperhatikan dalam pengolahan air sungai sebagai pendingin adalah :

- Partikel-partikel besar/makroba (makhluk hidup sungai dan konstituen lain).
- Partikel-partikel kecil/mikroba (ganggang dan mikroorganisme sungai)

Air pendingin yang keluar dari media-media perpindahan panas di area proses akan disirkulasikan dan didinginkan kembali seluruhnya di dalam cooling tower. Penguapan dan kebocoran air akan terjadi didalam

cooling tower ini. Oleh karena itu, untuk menjaga jumlah air pendingin harus ditambah air make up yang jumlahnya sesuai dengan jumlah air yang hilang. Pada umumnya air digunakan sebagai media pendingin karena faktor-faktor berikut :

- Air merupakan materi yang dapat diperoleh dalam jumlah besar
- Mudah dalam pengolahan dan pengaturannya.
- Dapat menyerap jumlah panas yang relatif tinggi persatuan volume.
- Tidak mudah menyusut secara berarti dalam batasan dengan adanya perubahan temperatur pendingin.
- Tidak terdekomposisi

b. Air Sanitasi

Sumber air untuk keperluan konsumsi dan sanitasi juga berasal dari air aungai. Air ini digunakan untuk memenuhi kebutuhan air minum, laboratorium, kantor, perumahan, dan pertamanan. Air sanitasi harus memenuhi beberapa syarat, yang meliputi syarat fisik, syarat kimia, dan syarat bakteriologis

Syarat fisik meliputi :

1. Suhu : dibawah suhu udara
2. Warna : jernih
3. Rasa : tidak berasa

Syarat kimia, meliputi :

1. Tidak mengandung zat organik dan anorganik yang terlarut dalam air.
2. Tidak mengandung bahan beracun.
3. Tidak mengandung bakteri terutama panthogen yang dapat merubah fisik air.

Syarat bakterologus, meliputi :

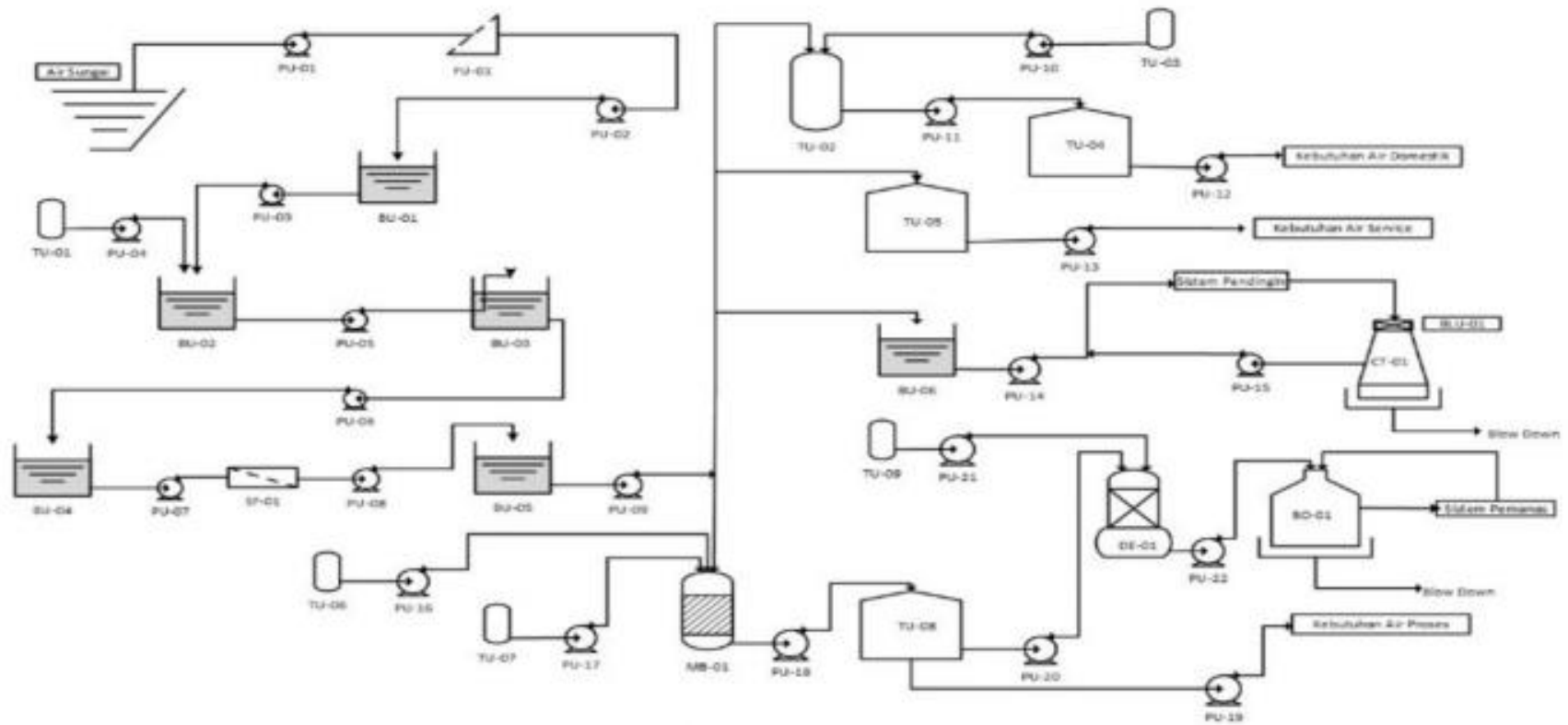
Tidak mengandung bakteri-bakteri, terutama bakteri panthogen.

c. Air Umpan Boiler

Umpan atau steam dalam pabrik digunakan sebagai media pemanas.

Adapun syarat air umpan boiler, yaitu :

- Tidak berbuih (berbusa)
- Tidak membentuk kerak dalam reboiler
- Tidak menyebabkan korosi pada pipa



Gambar 5.1 Unit Utilitas

Keterangan :

1. PU-01 – PU-20 : pompa utilitas
2. FU-01 : screening
3. BO-01 : boiler
4. BU-01 : bak sedimentasi
5. TU-01 : tangki alum
6. BU-02 : bak koagulan dan flokulasi
7. SF-01 : *sand filter*
8. BU-03 : bak pengendap I
9. TU-02 : tangki klorinasi
10. TU-03 : tangki kaporit
11. TU-04 : tangka air bersih
12. TU-05 : tangka *service water*
13. TU-06 : tangka NaCl
14. BU-04 : bak pengendap II
15. BU-05 : bak penampung sementara
16. CT-01 : *cooling tower*
17. MB-01 : *mixed-bed*
18. TU-07 : tangka air demin
19. TU-08 : tangka N₂H₄
20. BU-06 : bak air pendingin
21. DE-01 : deaerator
22. BLU-01 : *blower cooling tower*

5.1.2 Unit Pengolahan Air

Perancangan suatu pabrik membutuhkan sumber air terdekat yang nantinya akan memenuhi keberlangsungan suatu proses. Pada pabrik Butil Asetat ini, sumber air terdekat didapatkan dari Sungai Bengawan Solo. Berikut diagram alir pengolahan air beserta penjelasan tahap - tahap proses pengolahan air yang dilakukan :

- a. Penghisapan
- b. Penyaringan (*Screening*)
- c. Penggumpalan
- d. Bak Pengendap
- e. Penyaringan (*Sand Filter*)
- f. Bak Penampungan Air Bersih (*Filter Water Storage*)
- g. Demineralisasi

5.1.3 Unit Kebutuhan Air

- a. Kebutuhan Air Pendingin

Tabel 5.1 Kebutuhan Air Pendingin

No.	Alat	Kode	Kebutuhan Air (Kg/Jam)
1	Reaktor -01	R-01	14754,617
2	Reaktor -02	R-02	14754,617
3	Cooler-01	CL-01	10623,803

No.	Alat	Kode	Kebutuhan Air (Kg/Jam)
4	Cooler-02	CL-02	28081,321
5	Cooler-03	CL-03	3121,206
Total			71335,564

Untuk keperluan keamanan diambil kelebihan 20% maka total kebutuhan air sungai sebesar 85602,677 kg/jam

b. Kebutuhan Air Pembangkit *Steam*/Pemanas

Tabel 5.2 Kebutuhan Steam

No.	Alat	Kode	Kebutuhan Steam (Kg/Jam)
1	Heater-01	HE-01	1113,198
2	Heater-02	HE-02	178,525
3	Heater-03	HE-03	423,184
Total			1714,908

Perancangan dibuat over design sebesar 20%, maka kebutuhan air pembangkit listrik menjadi 2057,889 kg/jam

c. Kebutuhan Air Domestik

Kebutuhan air domestic meliputi kebutuhan air untuk karyawan dan kebutuhan air untuk tempat tinggal.

- Kebutuhan air karyawan

Menurut standar WHO, kebutuhan air untuk 1 orang adalah 100-120 liter/jam

Diambil kebutuhan air tiap orang	= 100 liter/jam
	= 4,0729 g/jam
Jumlah karyawan	= 150 orang
Kebutuhan air unruk semua karyawan	= 14662,5705 kg/jam
- Kebutuhan air untuk area mess	
Jumlah mess	= 20 mess
Penghuni setaip mess	= 50 orang
Kebutuhan air untuk mess	= 100.000 kg/hari
Total kebutuhan air domestic	= 18829,2371 kg/jam

5.2 Unit Pembangkit Steam

Unit ini bertujuan untuk memenuhi kebutuhan steam pada produksi dengan cara menyediakan steam untuk boiler. Sebelum air dari water treatment plant digunakan sebagai umpan boiler, mula-mula diatur terlebih dahulu kadar silika, oksigen dan bahan terlarut lainnya dengan cara menambahkan bahan kimia ke dalam boiler feed water tank. Air kemudian dialirkan ke dalam economizer sebelum dialirkan masuk ke dalam boiler yaitu alat penukar panas dengan tujuan memanfaatkan panas dari gas sisa pembakaran residu boiler. Gas dari sisa pembakaran tersebut dialirkan menuju economizer sebelum dibuang melalui cerobong asap. Setelah uap air terkumpul kemudian dialirkan menuju steam header untuk didistribusikan menuju alat-alat proses.

5.3 Unit Pembangkit Listrik

Kebutuhan listrik di pabrik ini dipenuhi oleh PLN, selain itu listrik cadangan dihasilkan dari generator pabrik apabila ada gangguan pasokan listrik dari PLN setempat. Hal ini bertujuan agar pasokan tenaga listrik dapat berlangsung kontinyu meskipun ada gangguan pasokan dari PLN. Generator yang digunakan adalah generator arus bolak-balik karena :

- a. Tenaga listrik yang dihasilkan cukup besar
- b. Tegangan dapat dinaikkan atau diturunkan sesuai kebutuhan

Kebutuhan listrik di pabrik Butil Asetat ini antara lain terdiri dari :

1. Listrik untuk AC
2. Listrik untuk laboratorium dan bengkel
3. Listrik untuk keperluan proses dan utilitas
4. Listrik untuk penerangan
5. Listrik untuk instrumentasi

Keuntungan tenaga listrik dari PLN adalah biayanya murah, sedangkan kerugiannya adalah kesinambungan penyediaan listrik kurang terjamin dan tenaganya tidak terlalu tetap. Sebaliknya jika disediakan sendiri (Genset), kesinambungan akan tetap dijaga, tetapi biaya bahan bakar dan perawatannya harus diperhatikan. Energi listrik diperlukan untuk penggerak alat proses, alat utilitas, instrumentasi, penerangan, dan alat-alat kontrol. Rincian kebutuhan listrik adalah sebagai berikut :

1. Kebutuhan Listrik untuk Alat Proses

Tabel 5.3 Kebutuhan Listrik Alat Proses

Alat	Kode Alat	Daya	
		Hp	Watt
Reaktor	R-01	2	1491,4
Reaktor	R-02	2	1491,4
Pompa	P-01	2	1491,4
	P-02	0,33	248,57
	P-03	5	3728,5
	P-04	5	3728,5
	P-05	0,5	372,85
	P-06	2	1491,4
	P-07	0,333	248,57
	P-08	1,50	1118,55
Total		20,67	15411,13

2. Kebutuhan Listrik untuk Alat Utilitas

Tabel 5.4 Kebutuhan Listrik Alat Utilitas

Alat	Kode Alat	Daya	
		Hp	Watt
Cooling Tower	CT-01	5,00	3728,500
Kompresor Udara Tekan	KU-01	3,00	2237,100
Blower	BL-01	15,00	11185,500
Pompa	PU-01	3,00	2237,100
	PU-02	7,50	5592,750
	PU-03	5,00	3728,500
	PU-04	0,05	37,285
	PU-05	5,00	3728,500
	PU-06	5,00	3728,500
	PU-07	1,50	1118,550
	PU-08	3,00	2237,100
	PU-09	5,00	3728,500
	PU-10	0,05	37,285
	PU-11	2,00	1491,400
	PU-12	0,25	186,425
	PU-13	0,08	62,142
	PU-14	2,00	1491,400

Alat	Kode Alat	Daya	
		Hp	Watt
	PU-15	5,00	3728,500
	PU-16	0,05	37,285
	PU-17	0,05	37,285
	PU-18	0,25	186,425
	PU-19	0,05	37,285
	PU-20	0,17	124,283
	PU-21	0,13	93,213
	PU-22	0,13	93,213
Total		68,25	50894,025

5.4 Unit Penyedia Udara

Udara tekan digunakan sebagai penggerak alat-alat kontrol dan bekerja secara pneumatic. Jumlah udara tekan yang dibutuhkan diperkirakan $24,2986 \text{ m}^3/\text{jam}$ pada tekanan 5.5 atm. Alat pengadaan udara tekan menggunakan compressor yang dilengkapi dengan dryer yang berisi silica gel untuk menyerap kandungan air sampai maksimal 84 ppm.

5.5. Unit Pengolahan Limbah atau Air Buangan

Limbah yang dihasilkan dari proses di pabrik ini berupa limbah cair. Sebelum dibuang ke lingkungan, limbah tersebut diolah terlebih dahulu hingga memenuhi baku mutu lingkungan. Hal ini dilakukan agar limbah tersebut tidak mencemari lingkungan. Limbah cair yang dihasilkan dalam pabrik ini adalah :

- Air buangan sanitasi mengandung bakteri-bakteri dari berbagai sumber kotoran. Penanganan limbah ini dengan menggunakan lumpur aktif dan cahypochloride sebagai desinfektan.

- Air limbah dari laboratorium diolah melalui beberapa proses terlebih dahulu sebelum dibuang ke lingkungan karena mengandung zat-zat kimia. Proses pengolahan limbah cair ini adalah physical treatment, (pengendapan, penyaringan), chemical treatment (penambahan bahan kimia, pengontrolan pH) dan biological treatment.

5.6 Spesifikasi Alat-alat Utilitas

1. Pompa Utilitas

Tabel 5.5 Spesifikasi Pompa Utilitas

Spesifikasi	Pompa Utilitas				
Kode	PU-01	PU-02	PU-03	PU-04	PU-05
Fungsi	Mengalirkan air dari sungai menuju screener	Mengalirkan air dari screener menuju reservoir	Mengalirkan air dari bak reservoir menuju bak koagulasi dan flokulasi	Mengalirkan alum dari tangki alum menuju bak koagulasi dan flokulasi	Mengalirkan air dari bak koagulasi dan flokulasi menuju bak pengendap
Jenis Pompa	<i>Centrifugal Pump</i>				
Tipe	<i>Mixed Flow Impeller</i>				
Bahan	<i>Commercial steel</i>				
Kapasitas (gpm)	719,706	683,720	649,534	0,101	649,534
Spesifikasi					

Spesifikasi	Pompa Utilitas				
Pump head, (m)	3	6,825	5,771	6,155	5,776
Power Pompa (Hp)	2,262	4,,887	3,926	0,001	3,929
Power Motor (HP)	3	6	5	0,05	5

Tabel 5.5 Spesifikasi Pompa Utilitas (Lanjutan)

Spesifikasi	Pompa Utilitas				
Kode	PU-06	PU-07	PU-08	PU-09	PU-10
Fungsi	Mengalirkan air dari bak pengendap I menuju bak pengendap II	Mengalirkan air dari bak pengendap II menuju sand filter	Mengalirkan air sand filter menuju bak penampung sementara	Mengalirkan air dari bak penampung sementara menuju area kebutuhan air	Mengalirkan kaporit dari tangki kaporit tangki klorinasi
Jenis Pompa	<i>Centrifugal Pump</i>				
Tipe	<i>Mixed Flow Impeller</i>				
Bahan	<i>Commercial steel</i>				
Kapasitas (gpm)	649,534	556,894	556,894	556,894	0,504
Spesifikasi					

Spesifikasi	Pompa Utilitas				
Pump head, (m)	5,325	1,536	3,186	6,357	3,065
Power Pompa (Hp)	3,579	0,896	1,858	3,798	0,002
Power Motor (HP)	5	1,5	3	5	0,05

Tabel 5.5 Spesifikasi Pompa Utilitas (Lanjutan)

Spesifikasi	Pompa Utilitas				
Kode	PU-11	Kode	PU-11	Kode	PU-11
Fungsi	Mengalirkan air dari tangki klorinasi menuju tangki air bersih	Fungsi	Mengalirkan air dari tangki klorinasi menuju tangki air bersih	Fungsi	Mengalirkan air dari tangki klorinasi menuju tangki air bersih
Jenis Pompa	<i>Centrifugal Pump</i>				
Tipe	<i>Mixed Flow Impeller</i>				
Bahan	<i>Commercial steel</i>				
Kapasitas (gpm)	97,305	Kapasitas (gpm)	97,305	Kapasitas (gpm)	97,305

Spesifikasi	Pompa Utilitas				
Spesifikasi					
Pump head, (m)	8,840	Pump head, (m)	8,840	Pump head, (m)	8,840
Power Pompa (Hp)	1,122	Power Pompa (Hp)	1,122	Power Pompa (Hp)	1,122
Power Motor (HP)	5	1,5	3	5	0,05

Tabel 5.5 Spesifikasi Pompa Utilitas (Lanjutan)

Spesifikasi	Pompa Utilitas				
Kode	PU-16	PU-17	PU-18	PU-19	PU-20
Fungsi	Mengalirkan air dari tangki larutan NaCl menuju <i>Mixed-Bed</i>	Mengalirkan air dari tangki <i>Mixed-Bed</i> menuju tangki air demin	Mengalirkan air dari tangki demin menuju tangki dearator	Mengalirkan N ₂ H ₄ dari tangki penampungan menuju dearator	Mengalirkan air dari dearator menuju boiler
Jenis Pompa	<i>Centrifugal Pump</i>				
Tipe	<i>Mixed Flow Impeller</i>				
Bahan	<i>Commercial steel</i>				

Spesifikasi	Pompa Utilitas				
Kapasitas (gpm)	1,171	97,305	14,631	3,995	10,634
Spesifikasi					
Pump head, (m)	1,676	1,676	4,701	3	4,652
Power Pompa (Hp)	0,003	0,003	0,117	0,021	0,083
Power Motor (HP)	0,5	0,5	0,25	0,05	0,17

2. Bak Penampung

Tabel 5.6 Spesifikasi Bak Penampung Utilitas

SPESIFIKASI	BAK PENAMPUNG			
Kode	BAK	RMT	BAB	BAM
Fungsi	Mengendapkan kotoran kasar yang terbawa oleh air sungai	Mencampur bahan kimia penggumpal dan pengurang kesadahan	Menampung air bersih dari saringan pasir	Menampung air untuk kantor, pelayanan dan rumah tangga
Jenis	Beton bertulang			

SPESIFIKASI	BAK PENAMPUNG			
Kode	BAK	RMT	BAB	BAM
vl (m³)	731,85	0,48	216,44	75,97

3. Tangki Penyimpanan

Tabel 5.7 Spesifikasi Tangki Penyimpanan Utilitas

spesifikasi	TANGKI PENYIMPANAN UTILITAS					
Kode	PK	TNacl	PA	TNaOH	TBWF	Tkond
Fungsi	Menghilangkan mineral yang masih terkandung dalam air	Melarutkan Nacl untuk regenerasi penukar kation	Menghilangkan masi terkandung dalam air	Melarutkan NaOH untuk regenerasi penukar kation	Menyimpan air umpan boiler	Menampung kondensat
Jenis	Tangki silinder tegak				Tangki silinder horizona l dengan deaerator	Tangki silinder horizona l
D (m)	0,47	0,41	0,32	0,50	4	2
T (m)	0,57	0,41	0,39	0,50		
L(m)					12	6

4. Cooling Tower

Tabel 5.8 Spesifikasi Cooling Tower Utilitas

Spesifikasi	Cooling Tower
Fungsi	Mendinginkan suhu air
Jenis	Menara pendingin jujut tarik
P (m)	6,76
L (m)	6,76
T (ft)	30
Daya Penggerak (HP)	20,17

BAB VI

EVALUASI EKONOMI

Dalam pra rancangan pabrik diperlukan analisa ekonomi untuk mendapatkan perkiraan (estimation) tentang kelayakan investasi modal dalam suatu kegiatan produksi suatu pabrik, dengan meninjau kebutuhan modal investasi, besarnya laba yang diperoleh, lamanya modal investasi dapat dikembalikan dan terjadinya titik impasdimana total biaya produksi sama dengan keuntungan yang diperoleh. Selain itu analisa ekonomi dimaksudkan untuk mengetahui apakah pabrik yang akan didirikan dapat menguntungkan dan layak atau tidak untuk didirikan. Dalam evaluasi ekonomi ini faktor - faktor yang ditinjau adalah :

1. *Return On Investment*(ROI)
2. *Pay Out Time* (POT)
3. *Discounted Cash Flow Rate* (DCFR)
4. *Break Even Point* (BEP)
5. *Shut Down Point* (SDP)

Sebelum dilakukan analisa terhadap kelima faktor tersebut, maka perlu dilakukan perkiraan terhadap beberapa hal sebagai berikut :

1. Penentuan Modal Industri (*Total Capital Investment*), meliputi :
 - a. Modal tetap (*Fixed Capital Investment*)
 - b. Modal kerja (*Working Capital Investment*)

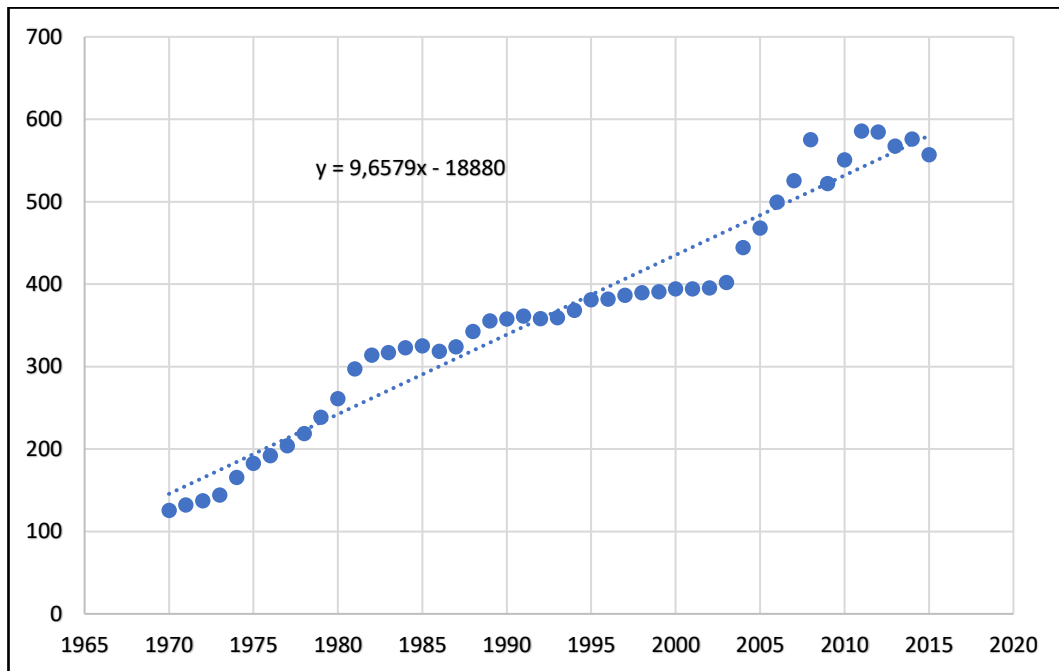
2. Penentuan Biaya Produksi Total (*Total Production Cost*), meliputi :
 - a. Biaya pembuatan (*Manufacturing Cost*)
 - b. Biaya pengeluaran umum (*General Expenses*)
3. Pendapatan Modal

Untuk mengetahui titik impas, maka perlu dilakukan perkiraan terhadap:

- a. Biaya tetap (*Fixed Cost*)
 - b. Biaya variable (*Variable Cost*)
 - c. Biaya mengambang (*Regulated Cost*)
4. Penafsiran Harga Peralatan

Harga peralatan proses selalu mengalami perubahan setiap tahun tergantung pada kondisi ekonomi yang ada. Untuk mengetahui harga peralatan yang ada sekarang, dapat ditaksir dari harga tahun lalu berdasarkan indeks harga. (www.chemengonline.com)

Berdasarkan data harga indeks tiap tahun tersebut, kemudian dilakukan regresi linear untuk mendapatkan harga indeks pada tahun perancangan pabrik yaitu tahun 2027. Regresi linear dapat dilihat pada gambar dibawah ini.



Gambar 6.1 Grafil Indeks Harga dan Tahun

Persamaan yang diperoleh adalah : $y = 9,6579 x - 18880$ Dengan menggunakan persamaan diatas dapat dicari harga indeks pada tahun perancangan, dalam hal ini pada tahun 2027 adalah :

Tabel 6.1 Harga Indeks Tahun Perancangan

Tahun	Index
2022	648,274
2023	657,932
2024	667,590
2025	677,247
2026	686,905
2027	696,563

Jadi, indeks pada tahun 2027 adalah 696,563

Harga – harga alat dan lainnya diperhitungkan pada tahun evaluasi. Selain itu, harga alat dan lainnya ditentukan juga dengan referensi (Peters

dan Timmerhaus, pada tahun 1990 dan Aries dan Newton, pada tahun 1955).

Maka harga alat pada tahun evaluasi dapat dicari dengan persamaan:

$$Ex = Ey \cdot \frac{Nx}{Ny}$$

(Aries dan Newton, 1955)

Keterangan :

Ex : Harga pembelian pada tahun 2014

Ey : Harga pembelian pada tahun referensi

Nx : Index harga pada tahun 2014

Ny : Index harga pada tahun referensi

Apabila suatu alat dengan kapasitas tertentu ternyata tidak memotong kurva spesifikasi. Maka harga alat dapat diperkirakan dengan persamaan :

$$Eb = Ea \cdot \left(\frac{Cb}{Ca} \right)^{0,6}$$

Keterangan :

Ea : Harga Alat a

Eb : Harga Alat b

Ca : Kapasitas Alar a

Cb : Kapasitas Alat b

a. Dasar Perhitungan

Kapasitas Pabrik Butl Asetat = 35.000 ton/tahun

Satu tahun operasi = 330 hari

Umur pabrik = 10 tahun

Pabrik didirikan pada tahun = 2027

Kurs mata uang	= Rp. 15.536,00
Harga Butanol	= Rp. 7.500,00/kg
Harga Asam Asetat	= Rp. 1.250,00/kg
Harga Jual	= \$ 2,5

b. Perhitungan Biaya

1. *Capital Investment*

Modal atau capital investment adalah sejumlah uang yang harus disediakan untuk mendirikan dan menjalankan suatu pabrik. Ada 2 macam capital investment, yaitu :

a. *Fixed Capital Investment*

Fixed Capital Investment adalah biaya yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas – fasilitas pabrik.

b. *Working Capital Investment*

Working Capital Investment adalah biaya yang diperlukan untuk menjalankan usaha atau modal untuk menjalankan operasi dari suatu pabrik selama waktu tertentu.

Modal biasanya didapatkan dari uang sendiri dan bisa juga berasal dari pinjaman dari bank. Perbandingan jumlah uang sendiri atau equity dengan jumlah pinjaman dari bank tergantung dari perbandingan antara pinjaman dan uang sendiri yaitu dapat sebesar 30:70 atau 40:60 atau kebijakan lain tentang rasio modal tersebut. Karena penanaman modal dengan harapan mendapatkan

keuntungan dari modal yang ditanamkan, maka ciri-ciri investasi yang baik adalah :

- a. Investasi Cepat Kembali
- b. Aman. baik secara hukum, teknologi, dan lain sebagainya.
- c. Menghasilkan keuntungan yang besar (maksimum)

2. *Manufacturing Cost*

Manufacturing Cost merupakan jumlah Direct, Indirect dan Fixed Manufacturing Cost, yang bersangkutan dalam pembuatan produk. Menurut Aries dan Newton (Tabel 23), *Manufacturing Cost* meliputi:

a. *Direct Cost*

Direct Cost adalah pengeluaran yang berkaitan langsung dengan pembuatan produk.

b. *Indirect Cost*

Indirect Cost adalah pengeluaran–pengeluaran sebagai akibat tidak langsung karena operasi pabrik.

c. *Fixed Cost*

Fixed Cost adalah biaya – biaya tertentu yang selalu dikeluarkan baik pada saat pabrik beroperasi maupun tidak atau pengeluaran yang bersifat tetap tidak tergantung waktu dan tingkat produksi.

3. *General Expemses*

Genaral Expense atau pengeluaran umum meliputi pengeluaran–
pengeluaran yang berkaitan dengan fungsi perusahaan yang tidak
termasuk Manufacturing Cost. Genaral Expense meliputi:

a. Administrasi

Biaya yang termasuk dalam administrasi adalah *management salaries, legal fees and auditing*, dan biaya peralatan kantor.

Besarnya biaya administrasi diperkirakan 2-3% hasil penjualan
atau 3-6% dari *manufacturing cost*

b. *Sales*

Pengeluaran yang dilakukan berkaitan dengan penjualan produk,
misalnya biaya distribusi dan iklan. Besarnya biaya *sales*
diperkirakan 3-12% harga jual atau 5-22% dari *manufacturing cost*. Untuk produk standar kebutuhan *sales expense* kecil dan
untuk produk baru yang perlu diperkenalkan *sales expense* besar

c. Riset

Penelitian diperlukan untuk menjaga mutu dan inovasi ke depan.
Untuk industri kimia, dana riset sebesar 2,8% dari hasil
penjualan.

4. Analisa Kelayakan

Analisa kelayakan digunakan untuk dapat mengetahui keuntungan
yang diperoleh tergolong besar atau tidak, sehingga dapat
dikategorikan apakah pabrik tersebut potensial atau tidak secara

ekonomi, Beberapa cara yang digunakan untuk menyatakan kelayakan adalah :

1. *Percent Return On Investment (ROI)*

Return On Investment adalah tingkat keuntungan yang dapat dihasilkan dari tingkat investasi yang dikeluarkan. Jumlah uang yang diperoleh atau hilang tersebut dapat disebut bunga atau laba/rugi.

$$ROI = \frac{\text{Keuntungan}}{\text{Fixed Capital}} \times 100\%$$

2. *Pay Out Time (POT)*

- a. Jumlah tahun yang telah berselang, sebelum didapatkan suatu penerimaan yang melebihi investasi awal atau jumlah tahun yang diperlukan untuk kembalinya Capital Investment dengan profit sebelum dikurangi depresiasi.
- b. Waktu minimum teoritis yang dibutuhkan untuk pengembalian modal tetap yang ditanamkan atas dasar keuntungan setiap tahun ditambah dengan penyusutan.
- c. Waktu pengembalian modal yang dihasilkan berdasarkan keuntungan yang diperoleh. Perhitungan ini diperlukan untuk mengetahui dalam berapa tahun investasi yang telah dilakukan akan kembali.

$$POT = \frac{\text{Fixed Capital Investment}}{(\text{Keuntungan Tahunan} + \text{Depresiasi})}$$

3. *Break Even Point* (BEP)

Break Even Point merupakan titik impas produksi yaitu suatu kondisi dimana pabrik tidak mendapatkan keuntungan maupun kerugian. Jadi dapat dikatakan bahwa perusahaan yang mencapai titik break even point ialah perusahaan yang telah memiliki kesetaraan antara modal yang dikeluarkan untuk proses produksi dengan pendapatan produk yang dihasilkan.

Kapasitas produksi pada saat sales sama dengan total cost. Pabrik akan rugi jika beroperasi dibawah BEP dan akan untung jika beroperasi diatas BEP. Salah satu tujuan utama perusahaan adalah mendapatkan keuntungan atau laba secara maksimal bisa dilakukan dengan beberapa langkah sebagai berikut :

- a. Menekan sebisa mungkin biaya produksi atau biaya operasional sekecil- kecilnya, serendah-rendahnya tetapi tingkat harga, kualitas, maupun kuantitasnya tepat dipertahankan sebisanya.
- b. Penentuan harga jual sedemikian rupa menyesuaikan tingkat keuntunganyang diinginkan/dikehendaki.
- c. Volume kegiatan ditingkatkan dengan semaksimal mungkin.

$$BEP = \frac{(Fa + 0,3Ra)}{(Sa - Va - 0,7Ra)} \times 100\%$$

Dimana :

Fa : *Annual Fixed Manufacturing Cost* pada produksi maksimum.

Ra : *Annual Regulated Expenses* pada produksi maksimum.

Va : *Annual Variable Value* pada produksi maksimum.

Sa : *Annual Sales Value* pada produksi maksimum.

4. *Shut Down Poin* (SDP)

Shut Down Point merupakan Suatu titik atau saat penentuan suatu aktivitas produksi dihentikan. Penyebabnya antara lain variable cost yang terlalu tinggi, atau bisa juga karena keputusan manajemen akibat tidak ekonomisnya suatu aktivitas produksi (tidak menghasilkan profit). Persen kapasitas minimal suatu pabrik dapat mencapai kapasitas produk yang diharapkan dalam setahun. Apabila tidak mampu mencapai persen minimal kapasitas tersebut dalam satu tahun maka pabrik harus berhenti beroperasi atau tutup.

$$SDP = \frac{(Fa + 0,3Ra)}{(Sa - Va - 0,7Ra)} \times 100\%$$

Dimana :

Fa : *Annual Fixed Manufacturing Cost* pada produksi maksimum.

Ra : *Annual Regulated Expenses* pada produksi maksimum.

Va : *Annual Variable Value* pada produksi maksimum.

Sa : *Annual Sales Value* pada produksi maksimum.

5. *Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFR)*

Discounted Cash Flow Rate of Return adalah salah satu metode untuk menghitung prospek pertumbuhan suatu instrument investasi dalam beberapa waktu kedepan. Konsep DCFR ini didasarkan pada pemikiran bahwa, jika anda menginvestasikan sejumlah dana, maka dana tersebut akan tumbuh sebesar sekian persen atau mungkin sekian kali lipat setelah beberapa waktu tertentu. Disebut ‘discounted cash flow’ atau ‘ arus kas yang terdiskon’, karena cara menghitungnya adalah dengan mengestimasi arus dana dimasa mendatang untuk kemudian dicut dan menghasilkan nilai tersebut pada masa kini.

Biasanya seorang investor ingin mengetahui bahwa jika dia menginvestasikan sejumlah dana pada suatu instrumen investasi tertentu, maka setelah kurun waktu tertentu (misalnya setahun), dana tersebut akan tumbuh menjadi berapa. Untuk menghitungnya, maka digunakan Persamaan DCFR.

$$(FC + WC)(1 + i)^N = C \sum_{n=0}^{n=N-1} (1 + i)^N + WC + SV$$

Dimana :

FC : *Fixed Capital*

WC : *Working Capital*

SV : *Salvage Value*

C : *Cash Flow*

n : umur pabrik

i : Nilai DCFR

6.1 Hasil Perhitungan

Perhitungan rencana pendirian pabrik until asetat memerlukan rencana PPC, PC, MC, serta *General Expense*. Hasil rancangan masing-masing disajikan pada tabel sebagai berikut :

Tabel 6.2 *Physical Plant Cost*

No	Komponen	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Purchased Equipment Cost</i>	19.294.953.296	1.286.330,22
2	<i>Delivered Equipment Cost</i>	4.823.738.324	321.582,55
3	<i>Installation Cost</i>	3.734.645.405	248.976,36
4	<i>Piping Cost</i>	11.318.633.992	754.575,60
5	<i>Instrumentation Cost</i>	4.933.076.393	328.871,76
6	<i>Insulation Cost</i>	830.754.934	55.383,66
7	<i>Electrical Cost</i>	1.929.495.330	128.633,02
8	<i>Building Cost</i>	3.211.500.000	214.100,00
9	<i>Land & Yard Improvement</i>	15.990.000.000	1.066.000,00
	<i>Physical Plant Cost (PPC)</i>	522.054.681.684,42	66.066.797.672

Tabel 6.3 *Direct Plant Cost*

No	Komponen	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Physical Plant Cost</i>	66.066.797.672	4.404.453,18
2	<i>Engineering and Construction</i>	19.820.039.302	1.321.335,95
	Total DPC + PPC	85.886.836.974	5.725.789,13

Tabel 6.4 *Fixed Capital Investment (FCI)*

No	Komponen	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Total DPC + PPC	85.886.836.974	5.725.789,13
2	<i>Contractor's Fee</i>	3.435.473.479	229.031,57
3	<i>Contingency</i>	8.588.683.697	572.578,91
<i>Fixed Capital Investment (FCI)</i>		97.910.994.150	6.527.399,61

Tabel 6.5 *Working Capital Investment (WCI)*

No	Komponen	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Raw Material Inventory</i>	43.971.696.383	2.931.446
2	<i>In Process Inventory</i>	74.180.281.038	4.945.352
3	<i>Product Inventory</i>	53.949.295.300	3.596.620
4	<i>Extended Credit</i>	65.386.363.636	4.359.091
5	<i>Available Cash</i>	53.949.295.300	3.596.620
<i>Working Capital (WC)</i>		291.436.931.657	19.429.12957

Tabel 6.6 *Direct Manufacturing Cost (DMC)*

No	Komponen	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Raw Material</i>	483.688.660.212	32.245.911
2	<i>Labor</i>	14.673.600.000	978.240
3	<i>Supervision</i>	1.467.360.000	97.824
4	<i>Maintenance</i>	14.686.649.123	979.110
5	<i>Plant Supplies</i>	2.202.997.368	146.866
6	<i>Royalty and Patents</i>	14.385.000.000	959.000
7	<i>Utilities</i>	2.641.852.359	176.123
<i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i>		533.746.119.062	35.583.075

Tabel 6.7 *Indirect Manufacturing Cost (IMC)*

No	Komponen	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Payroll Overhead</i>	2.201.040.000	146.736
2	<i>Laboratory</i>	1.467.360.000	97.824
3	<i>Plant Overhead</i>	7.336.800.000	489.120
4	<i>Packaging & Shipping</i>	35.962.500.000	2.397.500
<i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i>		46.967.700.000	3.131.180

Tabel 6.8 *Fixed Manufacturing Cost (FMC)*

No	Komponen	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Depreciation</i>	9.791.099.415	652.740
2	<i>Property Taxes</i>	1.958.219.883	130.548
3	<i>Insurance</i>	979.109.942	65.274
<i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i>		12.728.429.240	848.562

Tabel 6.9 *Total Manufacturing Cost*

No	Komponen	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i>	533.746.119.062	35.583.075
2	<i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i>	46.967.700.000	3.131.180
3	<i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i>	12.728.429.240	848.562
<i>Manufacturing Cost (MC)</i>		593.442.248.302	39.562.817

Tabel 6.10 *General Expenses*

No	Komponen	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Administration</i>	14.385.000.000	959.000
2	<i>Sales Expense</i>	35.962.500.000	2.397.500
3	<i>Research</i>	28.770.000.000	1.918.000
4	<i>Finance</i>	7.786.958.516	519.131
<i>General Expenses (GE)</i>		86.904.458.516	5.793.631

Tabel 6.11 *Total Production Cost*

No	Komponen	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Manufacturing Cost (MC)</i>	593.442.248.302	39.562.817
2	<i>General Expenses (GE)</i>	86.904.458.516	5.793.631
<i>Total Production Cost (TPC)</i>		680.346.706.818	45.356.447

Tabel 6.12 *Fixed Cost (Fa)*

No	Komponen	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Depreciation</i>	9.791.099.415,02	652.739,96
2	<i>Property Taxes</i>	1.958.219.883,00	130.547,99
3	<i>Ansurance</i>	979.109.941,50	65.274,00
<i>Fixed Cost (Fa)</i>		12.728.429.239,53	848.561,95

Tabel 6.13 *Regulated Cost (Ra)*

No	Komponen	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Labor Cost</i>	14.673.600.000,00	978.240,00
2	<i>Payroll Overhead</i>	2.201.040.000,00	146.736,00
3	<i>Supervision</i>	1.467.360.000,00	97.824,00
4	<i>Plant Overhead</i>	7.336.800.000,00	489.120,00
5	<i>Laboratory</i>	1.467.360.000,00	97.824,00

No	Komponen	Harga (Rp)	Harga (\$)
6	General Expense	86.904.458.516,15	5.793.630,57
7	Maintenance	14.686.649.122,54	979.109,94
8	Plant Supplies	2.202.997.368,38	146.866,49
Regulated Cost (Ra)		130.940.265.007,07	8.729.351,00

Tabel 6.14 *Variable Cost (Va)*

No	Komponen	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Raw Material</i>	483.688.660.212,09	32.245.910,68
2	<i>Packaging</i>	28.770.000.000,00	1.918.000,00
3	<i>Shipping</i>	7.192.500.000,00	479.500,00
4	<i>Utilities</i>	2.641.852.359,06	176.123,49
5	<i>Royalty & Patent</i>	14.385.000.000,00	959.000,00
Variabel Cost (Va)		536.678.012.571,15	35.778.534,17

6.2 Analisa Keuntungan

Total penjualan = Rp 719.250.000.000 / tahun

Total *Production Cost* = Rp 680.346.706.818 / tahun

Keuntungan sebelum pajak = Rp 38.903.293.182 / tahun

Pajak pendapatan = Rp 8.558.724.500 / tahun

Keuntungan setelah pajak = Rp 30.344.568.682 / tahun

6.3 Hasil Kelayakan Ekonomi

1. *Return On Investment (ROI)*

$$ROI = \frac{Keuntungan}{Fixed\ Capital} \times 100\%$$

ROI sebelum pajak = 39,7 %

ROI setelah pajak = 30,99 %

2. *Pay Out Time (POT)*

$$POT = \frac{Fix\ Capital\ Invesment}{Keuntungan\ Tahunan + Depresiasi}$$

POT sebelum pajak = 2,01 tahun

POT setelah pajak = 2,44 tahun

3. *Break Event Point (BEP)*

$$BEP = \frac{F_a + 0,3 R_a}{(S_a - V_a - 0,7R_a)} \times 100\%$$

BEP = 57,21%

4. *Shut Down Point (SDP)*

$$SDP = \frac{0,3R_a}{(S_a - V_a - 0,7R_a)} \times 100\%$$

SDP = 43,21 %

5. *Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFR)*

$$(FC + WC)(1 + i)^n = \sum_{n=0}^{n=n-1} (1 + i)^n + WC + SV$$

Umur pabrik = 10 tahun

Fixed Capital Investment (FC) = Rp 97.910.994.150,23

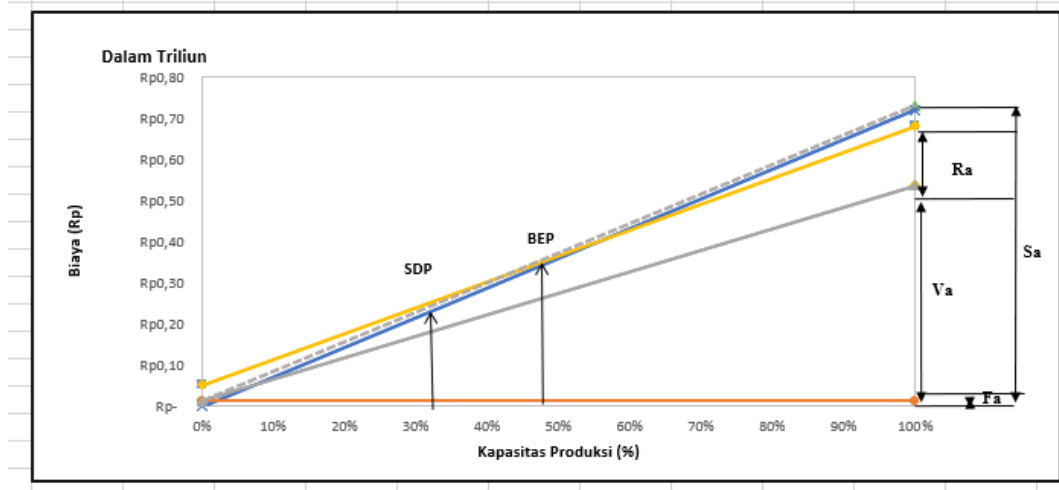
Working Capital (WC) = Rp 193.525.937.507

Salvage (SV) = Rp 9.791.099.415,02

Cash Flow (C) = Rp 47.922.626.613

DFCR

= 12,5 %



Gambar 6.2 Grafik Analisa Ekonomi

Gambar 6.2 menunjukkan perolehan nilai BEP (Break Even Point) dan SDP (Shut Down Point) dimana didapat untuk nilai BEP dan SDP yang telah diketahui melalui perhitungan adalah 57,21 % dan 43,21%. Dalam pembuatan grafik BEP diperlukan nilai-nilai seperti Ra, Va, Fa, dan Sa dimana diketahui berdasarkan perhitungan di analisa ekonomi. Grafik BEP digunakan untuk mengetahui berapa total kapasitas yang harus di produksi dari kapasitas keseluruhan pabrik untuk mengetahui posisi dimana pabrik dalam kondisi tidak untung dan tidak rugi atau dalam kata lain kembali modal. Ketika pabrik telah beroperasi menghasilkan produk dengan kapasitas diatas titik BEP maka pabrik akan di katakan untung namun sebaliknya apabila pabrik menghasilkan kapasitas dibawah titik BEP maka dikatakan rugi. Sedangkan SDP adalah titik atau batas dimana pabrik tersebut harus di tutup karena mengalami kerugian yang besar

BAB VII

KESIMPULAN DAN SARAN

7.1 Kesimpulan

Kesimpulan yang diperoleh dari perancangan pabrik butyl asetat ini adalah sebagai berikut:

1. Pra rancangan pabrik Butil Asetat dari Butanol dan Asam Asetat dengan kapasitas 35.000 Ton/Tahun akan didirikan di Karanganyar, Jawa Tengah dengan luas tanah 7995 m³ dan jumlah karyawan sebanyak 170 orang.
2. Pabrik Butil Asetat ini merupakan pabrik yang tergolong resiko rendah (*low risk*).
3. Pabrik Butil Asetat ini didirikan dengan pertimbangan untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri, mengurangi ketergantungan terhadap impor, dan membantu memperbaiki perekonomian negara.
4. Ditinjau dari segi ekonomi dengan melakukan evaluasi ekonomi, maka pabrik ini dapat dikatakan menarik untuk dikaji lebih lanjut dengan melihat beberapa indikator seperti dibawah ini :
 - a. Keuntungan sebelum pajak = Rp 38.903.293.182 /tahun
 - b. Keuntungan setelah pajak = Rp 30.344.568.682 /tahun
 - c. *Return On Investment* (ROI)
 - ROI sebelum pajak = 39,73 %
 - ROI setelah pajak = 30,99%
 - d. *Pay Out Time* (POT)

- POT sebelum pajak = 2,01
- POT sesudah pajak = 2,44
- e. *Break Even Point* (BEP) = 57,21%
- f. *Shut Down Point* (SDP) = 43,21%
- g. *Discounted Cash Flow Ratw* = 12,5%

Berdasarkan hasil Analisa Ekonomi dapat disimpulkan bahwa pabrik Butil Asetat dari Butanol dan Asam Asetat dengan kapasitas 35.000 Ton/Tahun ini layak untuk didirikan.

7.2 Saran

Perancangan suatu pabrik kimia diperlukan pemahaman konsep-konsep dasar yang dapat meningkatkan kelayakan suatu pabrik kimia diantaranya sebagai berikut:

1. Optimasi pemilihan seperti alat proses atau alat penunjang bahan baku perlu diperhatikan sehingga akan lebih mengoptimalkan keuntungan yang diperoleh.
2. Perancangan pabrik kimia tidak lepas dari produksi limbah, sehingga diharapkan berkembangnya pabrik-pabrik kimia yang lebih ramah lingkungan.
3. Produk Krotonaldehid dapat direalisasikan sebagai sarana untuk memenuhi kebutuhan di masa mendatang yang jumlahnya semakin meningkat melihat pesatnya kebutuhan masyarakat saat ini.

4. Pendirian pabrik Krotonaldehid dapat menjadi solusi pemerintah untuk mendorong tumbuhnya industri kimia di dalam negeri, agar menjadi sector penggerak perekonomian nasional.
5. Dalam perancangan pabrik kimia diperlukan pengetahuan dan pemahaman yang di dukung dengan adanya referensi dan pranalar lain yang berhubungan dengan konsep dasar pendirian suatu pabrik.

DAFTAR PUSTAKA

- Aries, R.S., and Newton, R.D. 1955. "*Chemical Engineering Cost Estimation*", McGraw Hill Handbook Co., Inc., New York.
- Brown, George Granger., 1950, "*Unit Operation*", John Wiley & Sons, Inc., New York.
- Coker, A. (2013). *Ludwig's Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants 4th edition*. DOI: 10.1016/B978-0-7506-8524-5.00018-5: Elsevier Inc
- Coughanowr, Donald R., Steven E. LeBlanc, 2009. *Process Systems Analysis and Control*. New York: The McGraw-Hill Companies, Inc.
- Coulson, J.M. and Richardson, J.F., 1983, *Chemical Engineering*, Vol. 6, Pergamon Press, Oxford.
- Coulson, J. M., and Richardson, J. F., 2005, *Chemical Engineering Design* vol. 6, 4 th ed., Elsevier Butterworth-Heinemann, Oxford.
- Ernest, Ludwig E. 2001. Ludwig, Ernest E. 1999. *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants, Volume 2, 3rd edition*. London: Gulf Professional Publishing. London: Gulf Professional Publishing.
- Garrett, Donald. E. 1989. "*Chemical Engineering Economics*". 1st ed Van Nostrand Reinhold. New York
- Kern, Donald. Q., 1965, "*Process Heat Transfer*", New York: McGraw-Hill Book Company.

- Kister, Henry. Z, 1990. *Distillation Operation*. New York: McGraw-Hill Books Company
- Lyons J., and Charles W. White. 2002. *Proces Equipment Cost Estimantion Final Report*. National Energy Technology Lab., Morgantown, WV
- McCabe, W.L., Smith, J.C., and Harriot, P., 2005, *Unit Operation of Chemical Engineering, 7th ed.*, The McGraw-Hill Companies, Inc, New York
- Mc. Ketta, J.J. 1976. *Encyclopedia of Chemical Processing and Petrochemical Palant*.
- Payne, F., and W. R. Breneman, 1952. Lymphoid areas in the endocrine glands of fowl. *Poultry Sci.* 31:155-165.
- Perry, R.H. and Green, D.W., 1997, *Perry's Chemical Engineers' Handbook, 7 th ed.*, Mc. Graw-Hill Book Company, New York.
- Peters, M. S., and Timmerhaus, K. D., 1991, *Plant Design and Economics for Chemical Engineers, 4th ed.*, McGraw-Hill Book Co., Singapore.
- Peters, M.S., Timmerhaus, K.D., West, R.E., 2003, *Plant Design and Economics for Chemical Engineers, 5 th ed.*, Mc-Graw Hill, New York.
- Silla, H. (2003). *Chemical Process Engineering Design and Economics*. United State of America: Marcell Dekker, Inc.
- Smith, J.M., Van Ness, H.C., and Abbott, M.M., 2001, *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics*, 6th ed, McGraw-Hill Book Company, Inc., New York
- Smith, J.M. and Van Ness, H.C., 1987, *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics, 4th ed.*, McGraw-Hill Book Co., New York.

- Smith, J.M., Van Ness, H.C. and Abbott, M.M. (2005) *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics*. 7th International Edition, McGraw-Hill Chemical Engineering Series. McGraw-Hill, Boston
- Suryawnsi, dkk, 2014, “*Kinetic Study of Esterification Reaction for the Synthesis of Butyl Acetate*”, International Journal of Engineering Research & Technology (IJERT), 252-254
- Toor, A. P., Sharma, M., Kumar, G., Wanchoo, R.K. 2011. Kinetic Study of Esterification of Acetic Acid with n-butanol and isobutanol Catalyzed by Ion Exchange Resin. Bulletin of Chemical Reaction Engineering & Catalysis. 6(1):23-30.
- Treybal, R.E., 1981, “*Mass Transfer Operation*”, 3rd ed., McGraw-Hill Book Company, Singapore
- Vilbrandt, F.C. and Dryden, C.E., 1959, *Chemical Engineering Plant Design, 4th edition*, McGraw Hill International Book Company, Kogakusha Ltd, Tokyo
- Yaws, Carl L. 1999. *Chemical properties handbook: physical, thermodynamic, environmental, transport, safety, and health related properties for organic and inorganic chemicals*. New York :McGraw-Hill.

LAMPIRAN A

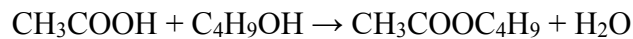
PERHITUNGAN REAKTOR

Fungsi : Mereaksikan butanol dan asam asetat untuk pembentukan butil asetat

Jenis : Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB) / *Continuous Stirred Tank Reactor (CSTR)*

Komdisi Operasi : - Suhu = 95°C
- Tekanan = 1 atm

Reaksi esterfikasi :



Kinetika Reaksi

Diketahui nilai dari masing-masing persamaan arhenius yaitu:

$$A = 8,6433 \times 10^{-3}$$

$$E = 23,90 \text{ kJ/mol}$$

$$R = 8,314 \text{ j/k.mol}$$

$$T = 95^\circ\text{C} = 368 \text{ K}$$

Maka dari persamaan Arhenius yaitu :

$$k = A \cdot \exp\left(-\frac{Ea}{R \cdot T}\right)$$

$$k = 0,00857 \left(\frac{\text{L}}{\text{mol}} \cdot \text{menit}\right)$$

Model matematis perancangan reactor :

Model matematis asumsi reaktor :

1. Isothermal
2. Pengadukan sempurna

3. Laju alir volumetric

4. *Steady state*

Pada keadaan *steady state* dapat dituliskan:

Laju A masuk – Laju A keluar – Laju reaksi A = Laju akumulasi

$$F_v \cdot C_{Ain} - F_v \cdot C_{Aout} + (-r_A) \cdot V = 0$$

$$F_v \cdot C_{Ain} - F_v \cdot C_{Aout} = (-r_A) \cdot V$$

$$F_v \cdot (C_{Ain} - F_v \cdot C_{Aout}) = (-r_A) \cdot V$$

$$V = \frac{F_v \cdot (C_{Ain} - F_v \cdot C_{Aout})}{(-r_A)}$$

Dimana :

$$-r_A = kC_A C_B$$

$$C_A = C_{A0}(1 - x_A)$$

$$C_B = (C_{B0} - C_{A0}x)$$

$$-r_A = kC_{A0}(1 - x_A)(C_{B0} - C_{A0}x)$$

$$-r_A = kC_{A0}(1 - x_A)C_{A0} \left(\frac{C_{B0}}{C_{A0}} - x_A \right)$$

$$-r_A = kC_{A0}^2(1 - x_A)(M - x_A)$$

$$M = \frac{C_{B0}}{C_{A0}}$$

Maka didapatkan :

$$V = \frac{F_v(C_{A0} - (C_{A0} - C_{A0}x_A))}{kC_{A0}^2(1-x_A)(M-x_A)}$$

$$V = \frac{F_v(C_{A0}x_A)}{kC_{A0}^2(1-x_A)(M-x_A)}$$

$$V = \frac{F_v \cdot X_A}{(-r_A)}$$

Sehingga diperoleh $(-r_A)$ sebesar $0,017 \text{ kmol/m}^3 \cdot \text{jam}$ dan V sebesar $108,2454 \text{ m}^3 =$

$28.595,4052 \text{ gallon}$

Menetnkan Optimasi Reaktor

1. Jumlah Reaktor 1

$$\begin{aligned} V_1 &= 114,237 \text{ m}^3 = 30.178,407 \text{ gallon} \\ X_0 &= 0 \end{aligned}$$

$$X_1 = 0,95$$

2. Jumlah Reaktor 2

$$V_1=V_2 = 22,784 \text{ m}^3 = 6.019,099 \text{ gallon}$$

$$X_0 = 0$$

$$X_1 = 0,75$$

$$X_2 = 0,95$$

3. Jumlah Reaktor 3

$$\begin{aligned} V_1=V_2=V_3 &= 13,041 \text{ m}^3 = 3.445,108 \text{ gallon} \\ X_0 &= 0 \end{aligned}$$

$$X_1 = 0,58$$

$$X_2 = 0,83$$

$$X_3 = 0,95$$

4. Jumlah Reaktor 4

$$\begin{aligned} V_1=V_2=V_3=V_4 &= 9,864 \text{ m}^3 = 2.605,981 \text{ gallon} \\ X_0 &= 0 \end{aligned}$$

$$X_1 = 0,45$$

$$X_2 = 0,71$$

$$X_3 = 0,86$$

$$X_4 = 0,95$$

5. Jumlah Reaktor 5

$$\begin{aligned} V_1=V_2=V_3=V_4=V_5 &= 8,3625 \text{ m}^3 = 2.209,126 \text{ gallon} \\ X_0 &= 0 \end{aligned}$$

$$X_1 = 0,36$$

$$X_2 = 0,6$$

$$X_3 = 0,76$$

$$X_4 = 0,87$$

$$X_5 = 0,95$$

n	V₁ (gallon)	V₂	V₃	V₄	V₅
1	30178,4077				
2	6019,0997	6019,0997			
3	3445,1082	3445,1082	3445,1082		
4	2605,9812	2605,9812	2605,9812	2605,9812	
5	2209,1266	2209,1266	2209,1266	2209,1266	2209,1266

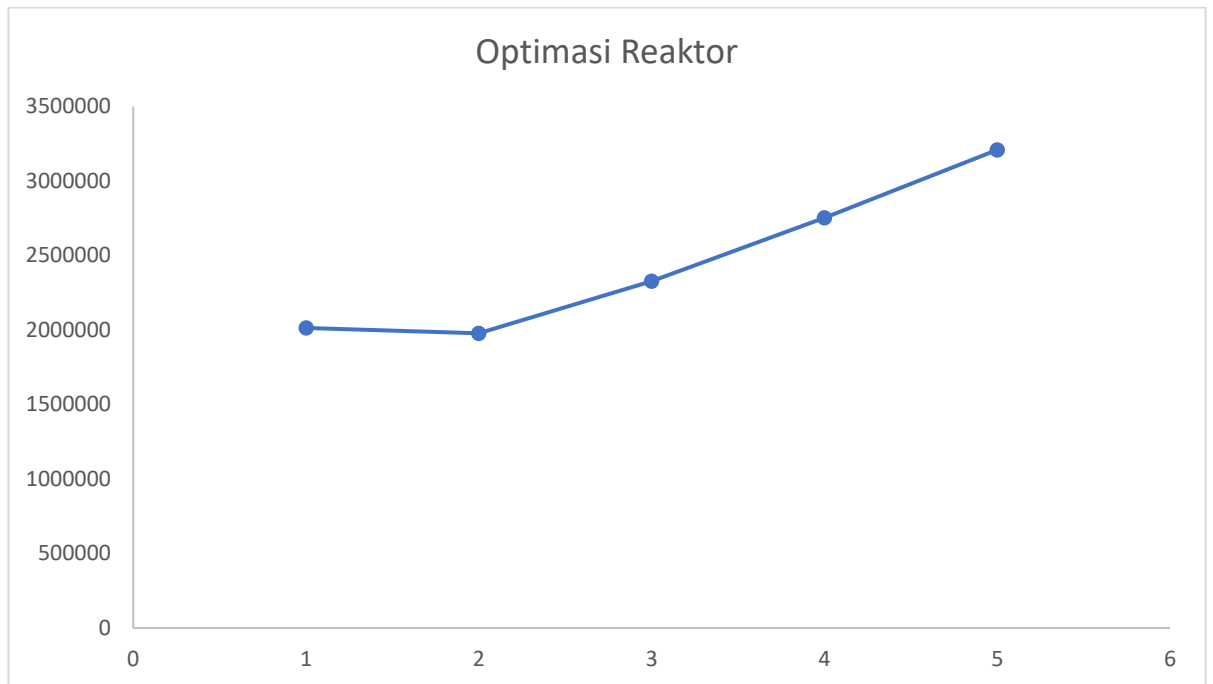
n	X₀	X₁	X₂	X₃	X₄	X₅
1	0	0,95				
2	0	0,76	0,95			
3	0	0,60	0,84	0,95		
4	0	0,48	0,73	0,87	0,95	
5	0	0,40	0,63	0,78	0,88	0,95

n	V, m³	Waktu Tinggal, jam
1	114,2377	5,1299
2	22,7848	1,0232
3	13,0412	0,5856
4	9,8647	0,4430
5	8,3625	0,3755

Untuk mengetahui jumlah reaktor dilakukan optimasi. Dengan menggunakan harga reaktor yang didapat dari <http://www.matche.com/equipcost/Reactor.html> untuk mempertimbangkan jumlah reaktor dengan harga minimal. Dipilih stainless steel sebagai bahan pembuat reaktor.

1 m³ = 264,172 gallons.

n	V (gallon)	Harga Per Unit (\$)	Harga Total (\$)
1	30178,4077	2063400	2063400
2	6019,0997	1002100	2004200
3	3445,1082	780500	2341500
4	2605,9812	688600	2754400
5	2209,1266	639600	3198000



Berdasarkan grafik diatas dipilih jumlah 2 reaktor karena memiliki harga yang lebih murah dibandingkan dengan yang lain dengan volume 22,784 m³ dan waktu tinggal 1,023 jam.

Menghitung Dimensi Reaktor

Komponen masuk reaktor :

Komponen	BM	Fm (Kmol/Jam)	Fw (Kg/Jam)	ρ (kg/m ³)	Fv (m ³ /jam)
C ₄ H ₁₀ O	74	197,8995	14644,5666	744,5110	19,6700
CH ₃ COOH	60	39,5799	2374,7946	966,4654	2,4572
CH ₃ COOC ₄ H ₉	116	0,7520	0,0000	800,2508	0,0000
H ₂ O	18	4,3528	78,3499	960,7876	0,0815
Total		242,5842	17097,7110	3472,0147	22,2088

Perancangan ini menggunakan 2 reaktor dengan volume sebesar :

$$V_{shell} = 22,7848 \text{ m}^3$$

$$V_{over\ design} = 27,3417 \text{ m}^3$$

Reaktor yang digunakan berbentuk silinder tegak, sehingga :

$$V = \frac{\pi}{4} D^2 H$$

$$V = \frac{\pi}{4} D^3$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{4V}{\pi}}$$

Dengan rancangan, $D = H$

(Brownell & Young, 1959)

$$D = 3,2658 \text{ m}$$

$$D = 128,5736 \text{ ft}$$

$$D = 10,7154 \text{ in}$$

Perancangan ini memilih $H = 1,5 D$, sehingga :

$$H = 1,5 \times D$$

$$H = 4,8987 \text{ m}$$

$$H = 192,8605 \text{ in}$$

$$H = 16,0717 \text{ ft}$$

$$V_{\text{dish}} = 0,000049 \times D^3$$

$$V_{\text{dish}} = 0,0017 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{dish}} = 0,0603 \text{ ft}^3$$

$$V_{\text{sf}} = \frac{\pi}{4} D^2 \frac{\text{sf}}{144}$$

Dipilih $\text{sf} = 2,5 \text{ in}$

$$V_{sf} = 0,0037 \text{ m}^3$$

$$V_{sf} = 0,1304 \text{ ft}^3$$

$$V_{\text{Head}} = 2(V_{\text{dish}} + V_{sf})$$

$$V_{\text{Head}} = 0,0108 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{Head}} = 0,3813 \text{ ft}^3$$

$$V_{\text{reaktor}} = V_{\text{shell}} + V_{\text{head}}$$

$$V_{\text{reaktor}} = 27,3525 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{reaktor}} = 965,9463 \text{ ft}^3$$

Menghitung Volume dan Tinggi cairan dalam *Shell*

$$\text{Volume botoom} = 0,5 \times \text{Volume Head}$$

$$= 0,0054 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume Cairan} = \text{Volume shell} - \text{Volume bottom}$$

$$= 27,3363 \text{ m}^3$$

Tinggi cairan didalam shell :

$$h = \frac{4.V}{\pi.D^2}$$

$$h = 3,2651 \text{ m}$$

$$h = 10,7123 \text{ ft}$$

$$\text{Volume cairan dalam shell} = V_{\text{shell}} - V_h - V_{sf}$$

$$= 22,7703 \text{ m}^3$$

Menghitung Tekanan Desain

$$\text{Volume cairan} = h \text{ cairan} \times (\pi \cdot D^2/4)$$

$$h \text{ cairan} = 3,2651 \text{ m}$$

$$\text{Tekanan Hidrostatik} = \rho \cdot g \cdot h_{\text{cairan}}$$

$$P \text{ Hidrostatik} = 25111,5104 \text{ N/m}^2$$

$$= 3,6421 \text{ psia}$$

$$P \text{ reaksi} = 1 \text{ atm}$$

$$= 14,6959 \text{ psia}$$

$$P \text{ operasi} = P \text{ reaksi} + P \text{ hidrostatik}$$

$$= 18,3380 \text{ psia}$$

$$P \text{ desain} = 1,2 \times P \text{ operasi}$$

$$= 22,0056 \text{ psia}$$

$$P \text{ reactor} = 22,0056 \text{ psia}$$

Menghitung Tebal *Shell* (ts)

$$ts = \frac{P \cdot r}{(f \cdot E - 0,6 \cdot P)} + C$$

(Brownell & Young, 1959)

Dimana :

$$r = 0,5 \times \text{diameter tangka} = 64,2868 \text{ in}$$

$$E = \text{Efisiensi pengelasan} = 80 \%$$

$$C = \text{Faktor korosi} = 0,1250$$

$$f = \text{Tegangan yang diizinkan} = 18,750 \text{ psia}$$

sehingga, didapatkan nilai t_s :

$$t_s = 0,2194 \text{ in}$$

Digunakan tebal standar $\frac{1}{4}$ in maka :

$$t_s = 0,25 \text{ in} \quad (\text{Brownell \& Young, 1959})$$

$$\text{ID shell} = 126,5736 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{OD shell} &= \text{ID} + 2t_s \\ &= 129,0376 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{OD standar} = 132 \text{ in}$$

$$t_s = 0,25 \text{ in}$$

$$i_{cr} = 8 \text{ in}$$

$$r = 130 \text{ in}$$

$$E' = 80\%$$

$$C = 0,125$$

$$f = 18750 \text{ psia}$$

(Brownell & Young, 1959)

Menentukan Tebal Head (th) dan Tebal Bottom

Bahan konstruksi : *Stainless Steel SA-167 Grade II Type 316*

(Brownell & Young, 1959, p.342)

Bentuk Head : *Torispheical Flanged & Dished Head*

(Brownell & Young, 1959, p.87)

$$th = \frac{Prw}{(2fE - 0,2P)} + C$$

(Brownell & Young, 1959, p.138)

$$w = \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{r}{icr}} \right)$$

$$w = 1,7578$$

$$th = 0,2647 \text{ in}$$

Berdasarkan tabel 5.6 Brownell & Young (hal 88), th standar yaitu :

$$th = 0,3125 \text{ in, digunakan tebal standar } 5/16 \text{ in}$$

Menentukan Tinggi Reaktor Total

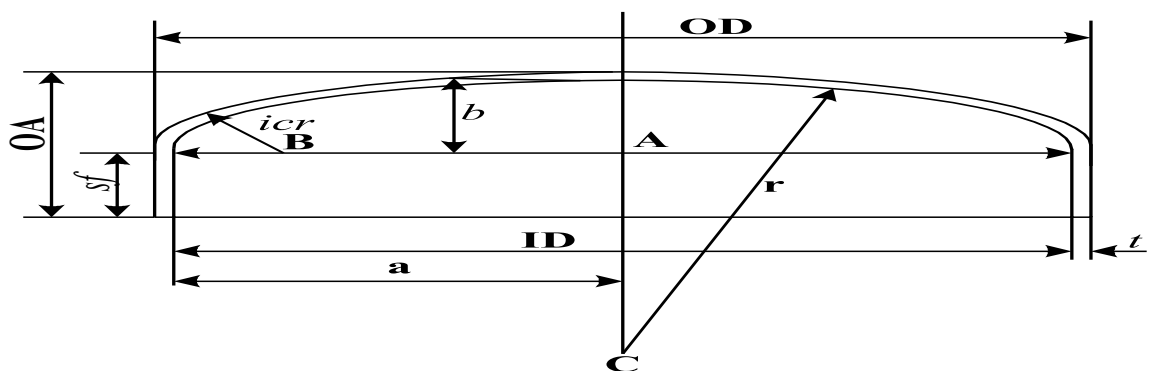
Berdasarkan table 5.8 Brownell & Young hal 88 untuk $th = 5/16$ diperoleh nilai sf

$$1 \frac{1}{2} - 3$$

Diambil :

$$sf = 2,5 \text{ in}$$

$$= 0,0635 \text{ m}$$



$$\begin{aligned} \text{ID standar} &= \text{OD standar} - (2 \times ts) \\ &= 131,5 \text{ in} \\ &= 10,9539 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} a &= \frac{ID}{2} \\ &= 65,7500 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} AB &= \frac{ID}{2} - icr \\ &= 57,7500 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} BC &= r - icr \\ &= 122 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} AC &= (BC^2 - AB^2)^{1/2} \\ &= 107,4660 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} b &= r - AC \\ &= 22,5340 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi total head (OA)} &= sf + b + th \\ &= 25,3465 \text{ in} \\ &= 0,6438 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\text{Tinggi reactor total} = (2 \times \text{tinggi head total}) + \text{tinggi shell}$$

$$= 6,1383 \text{ m}$$

Menentukan Jenis Pengaduk

Kondisi operasi :

$$T \text{ operasi} = 95^{\circ}\text{C}$$

$$\mu = 0,5388 \text{ Cp}$$

$$\rho = 784,7785 \text{ kg/m}^3$$

$$= 48,9921 \text{ lb/ft}^3$$

$$= 0,0284 \text{ lb/in}^3$$

$$V \text{ tangka} = 27,3363 \text{ m}^3$$

Dipilih jenis flat six blade turbine with disk, karena turbin memiliki volume yang besar dan dapat digunakan dengan kecepatan putaran yang tinggi, sehingga berdasarkan Brownell & Young p. 507 diperoleh data :

$$D_t/D_i = 3$$

$$Z_i/D_i = 3,9$$

$$Z_i/D_i = 1,3$$

$$W_b/D_i = 0,17$$

$$L/D_i = 0,25$$

$$D_t = 128,5736 \text{ in}$$

Jumlah Baffle = 4 (terpisah 90° satu sama lain)

Jumlah sudut = 6

D_i = Diameter pengaduk

D_t = Diameter dalam reactor

- ZL = Tinggi cairan dalam reactor
 Wb = Lebar baffle
 Zi = Jarak pengaduk dari dasar tangka
 L = Lebar Pengaduk

Sehingga didapatkan :

- Dt = 128,5736 in = 3,2658 m
 Di = 42,8579 in = 1,0886 m
 Zi = 55,7152 in = 1,4152 m
 ZL = 167,1457 in = 4,2455 m
 L = 10,7145 in = 0,2721 m
 Wb = 7,2858 in = 0,1851 m

Menghitung Jumlah *Impeller*

WELH adalah Water Equivalen Liquid Hight memiliki rumus :

$$\begin{aligned}
 \text{WELH} &= \text{tinggi bahan} \times \text{sg} \\
 &= \text{tinggi bahan} \times \frac{\rho \text{ cairan}}{\rho \text{ air}} \\
 &= 3,2020 \text{ m} \\
 \sum \text{Impeller} &= \frac{\text{WELH}}{D} \\
 &= 0,9805 \\
 &= 1 \text{ pengaduk}
 \end{aligned}$$

Menghitung Putaran Pengaduk

$$\frac{WELH}{2D} = \left(\frac{\pi \cdot DI \cdot N}{600} \right)^2$$

$$N = \frac{600}{\pi \cdot DI} \cdot \sqrt{\frac{WELH}{2 \cdot DI}}$$

$$N = 66,4239 \text{ rpm}$$

$$= 1,1071 \text{ rps}$$

Jenis motor yang dipilih adalah *fixed speed belt*, karena paling ekonomis dan mudah dalam pemasangan dan perbaikannya.

Kecepatan standar pengaduk = 68 rpm

$$= 1,1333 \text{ rps}$$

Menghitung Power Pengaduk

Diketahui :

$$\rho = 784,7785 \text{ kg/m}^3 = 48,9921 \text{ lb/ft}^3$$

$$\mu = 0,5388 \text{ Cp} = 0,0004 \text{ lb/ft.s}$$

$$Di = 3,5715 \text{ ft}$$

$$N = 1,1333 \text{ rps}$$

$$Re = \frac{\rho \cdot N \cdot Di^2}{\mu}$$

$$Re = 1.955.964,924$$

$$Np = 6$$

$$Np = Po$$

$$P_a = N_p \cdot P \cdot N_i^3 \cdot D_i^3$$

$$P_a = 654,1498 \text{ watt}$$

$$= 0,8772 \text{ hP}$$

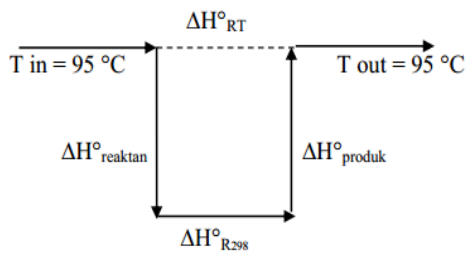
Maka, berdasarkan Peters hal. 512 didapatkan efisiensi motor adalah 83% :

Sehingga, nilai $P = 0,8772 \text{ hP}$

Dipilih power standart $P = 2 \text{ hP}$

(Berdasarkan standar NEMA, Rase & Barrow p. 358)

Neraca Panas Reaktor



Keterangan	Q input (kJ/jam)	Q output (kJ/jam)
Input	2705390,297	
Output		2727714,227
Reaksi	659380,643	
Pendingin		637056,713
Total	3364770,940	3364770,940

Media pendingin yang digunakan adalah cooling water dengan suhu masuk 30°C dan suhu keluar 40°C.

$$\Delta H = C_p \cdot \Delta T$$

$$\begin{aligned} \Delta H &= \Delta H(30^\circ\text{C}) - \Delta H(40^\circ\text{C}) \\ &= (4.1799 \times (313 - 298)) - (4.1775 \times (303 - 298)) \end{aligned}$$

$$\Delta H = 41,793 \text{ kJ/kg}$$

Maka kebutuhan air pendingin :

$$Q = m \cdot C_p \cdot \Delta T$$

$$m = \frac{Q}{\Delta H}$$

$$m = 14644,1150 \text{ kg/jam}$$

Suhu LMTD

Komponen`	°C	K	°F
Suhu fluida panas masuk reaktor	40	313,15	104

Suhu fluida panas keluar reaktor	40	313,15	104
Suhu fluida dingin masuk	30	303,15	86
Suhu fluida dingin keluar	35	308,15	95

$$\Delta T_{LTMD} = \frac{(T_2 - t_1) - (T_1 - t_2)}{\ln \frac{(T_2 - t_1)}{(T_1 - t_2)}}$$

$$\Delta T_{LTMD} = 12,9842 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Luas Perpindahan Panas :

$$A = \frac{Q}{U_D \cdot \Delta T_{LTMD}}$$

Nilai UD untuk heavy organics (hot) dan water (cold) sebesar 5 - 75 Btu/ft².°F jam

$$UD = 75 \text{ btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$A = 6,3917 \text{ m}^2$$

Menghitung Luas Selubung Reaktor :

$$A = \pi \cdot D \cdot H$$

$$A = 60,3481 \text{ m}^2$$

Karena luas transfer panas lebih kecil dari luas selubung reaktor maka dipilih jaket pendingin.

Kecepatan Volumetrik Air

$$Q_v = \frac{m}{\text{densitas air}}$$

$$Q_v = 15,3568 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Menghitung Jaket Pendingin

Menghitung diameter dalam jaket (D1)

$$D_1 = D_g + (2 \times t_s)$$

$$D_1 = 3,0859 \text{ m}$$

$$= 121,4924 \text{ in}$$

$$\text{Tinggi jaket} = \text{Tinggi shell}$$

$$\text{Tinggi jaket} = 3,0732 \text{ m}$$

$$= 120,9924 \text{ in}$$

$$\text{Asumsi jarak jaket} = 5 \text{ in}$$

$$= 0,127 \text{ m}$$

Menghitung diameter dalam jaket (D2)

$$D_2 = D_1 + (2 \times \text{jarak jaket})$$

$$D_2 = 3,3399 \text{ m}$$

$$= 131,4924 \text{ in}$$

Menghitung Kecepatan Air Pendingin (v)

$$v = \frac{V}{A}$$

Luas yang dilalui pendingin (A)

$$A = \frac{\pi}{4} \cdot (D_2^2 - D_1^2)$$

$$A = 1,2812 \text{ m}^2$$

$$v = 11,9859 \text{ m/jam}$$

Menentukan Tebal Jacket

$$P_{hidrostatik} = \frac{H - 1}{144} \times \rho_{air}$$

$$t_j = \frac{P_{Desain} \times D_2}{fE - (0,6 P_{desain})} + C$$

Diketahui :

$$H \text{ jaket} = 3,0732 \text{ m} = 10,0826 \text{ ft}$$

$$\rho_{air} = 62,4 \text{ lb/ft}^3$$

$$P \text{ hidrostatik} = 3,9358 \text{ psia}$$

$$P \text{ desain} = P \text{ desain reactor} + P \text{ hidrostatik}$$

$$P \text{ desain} = 31,2776 \text{ psia}$$

Sehingga dari data diatas didapatkan untuk mencari tebal jaket :

$$t_j = 0,3995 \text{ in}$$

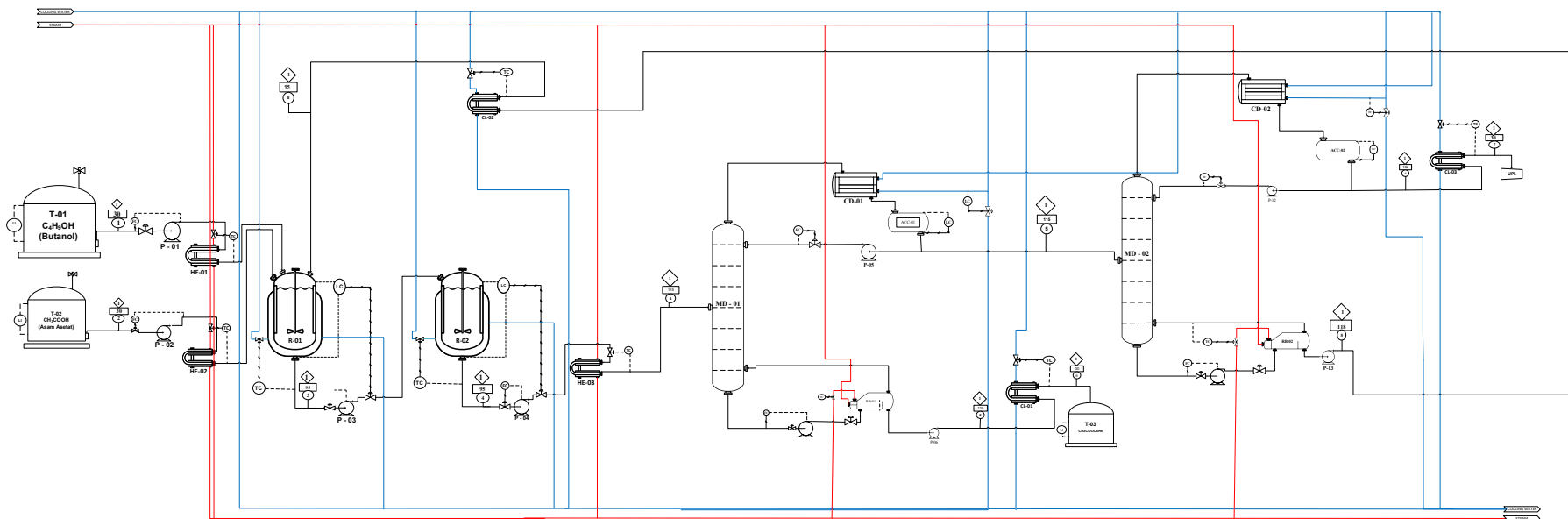
$$\text{Dipakai tebal jaket standar} = 7/16 = 0,4375$$

(brownell&young, 1959, tabel 5.2 hal 83)

LAMPIRAN B

Procees Engineering Flow Diagram (PEFD

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PRARANCANGAN PABRIK BUTIL ASETAT DARI BUTANOL DAN ASAM ASETAT DENGAN PROSES ESTEREFIKASI
KAPASITAS 35000 TON/TAHUN



KOMPONEN	NOMOR ARUS (KG/JAM)							
	1	2	3	4	5	6	7	8
$C_4H_{10}O$	3199,49		11952,69	11309,95	11174,23	135,72	223,48	10950,75
CH_3COOH		2259,36	548,57	27,43	26,88	0,55	0,54	26,34
$CH_3COOC_4H_9$			3447,56	4455,09	89,10	4365,99		89,10
H_2O	15,80	4,53	611,92	768,26	768,26		752,89	15,37
TOTAL	3215,29	2263,89	16560,73	16560,73	12058,47	4502,26	976,91	11081,56

KETERANGAN	
AC	Accumulator
CD	Condensor
CL	Cooler
HE	Heater
MD	Menara Distilasi
P	Pompa
R	Reaktor
RB	Reboiler
T	Tangki

SIMBOL	KETERANGAN
○	Nomor Arus
□	Suhu
◇	Tekanan
⊞	Valve
—	Pipa
—//—	Sinyal Pneumatik
—■—	Sinyal Elektrik

PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA
 FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
 UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
 YOGYAKARTA

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
 PRA PERANCANGAN PABRIK BUTIL ASETAT
 DARI BUTANOL DAN ASAM ASETAT
 DENGAN KAPASITAS PRODUKSI 35.000
 TON/TAHUN

Disusun oleh :
 Muhamad Azhar Maulana (18521176)

Dosen Pembimbing :
 Venitaliya Alethea Sari Augusta, S.T., M.Eng.










LAMPIRAN C
KARTU KONSULTASI BIMBINGAN

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN

1. Nama Mahasiswa : Muhamad Azhar Maulana
No. Mhs : 18521176

Judul Prarancangan :
Pra Perancangan Pabrik Butil Asetat dari Butanol dan Asam Asetat Kapasitas 35.000
Ton/Tahun

Mulai Masa Bimbingan : 30 November 2023
Batas Akhir Bimbingan : 25 November 2024

No.	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1.	4 Maret 2024	Perkenalan dan pemberitahuan judul tugas akhir	
2.	6 Maret 2024	Diskusi mengenai tahap perancangan pabrik dan penentuan kapasitas	
3.	7 Maret 2024	Bimbingan mengenai pemilihan proses dan spesifikasi bahan	
4.	15 Maret 2024	Bimbingan mengenai diagram alir	
5.	23 April 2024	Bimbingan mengenai neraca massa	
6.	6 Mei 2024	Bimbingan mengenai Reaktor	
7.	6 Juni 2024	Bimbingan mengenai Menara distilasi	
8.	20 Agustus 2024	Bimbingan mengenai alat-alat kecil	
8.	2 Oktober 2024	Bimbingan mengenai penyusunan naskah	

Disetujui Draft Penulisan :
Yogyakarta, 2 oktober 2024
Pembimbing



Venitaliya Alethea S.A., S.T., M.Eng